

**UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA
SEDE QUITO**

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

**Trabajo de titulación previo a la obtención del título de:
INGENIEROS MECÁNICOS**

TEMA:

**ANALIZAR Y COMPARAR, EL FENÓMENO DE CONDENSACIÓN POR
CONTACTO DIRECTO, MEDIANTE SIMULACIÓN POR CFD ENTRE
UNA TOBERA CONVERGENTE – DIVERGENTE DE VAPOR Y UNA
FLAUTA DE FLUJO DE VAPOR.**

AUTORES:

**DIEGO ALEJANDRO MORENO ZALME
ALEXIS EDUARDO ANDINO SUÁREZ**

TUTOR:

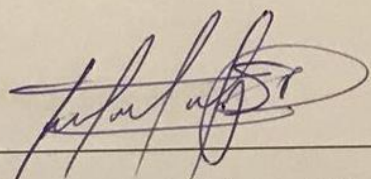
LUIS FERNANDO TOAPANTA RAMOS

Quito, julio del 2018

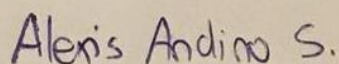
CESIÓN DE DERECHOS DE AUTOR

Nosotros, Alexis Eduardo Andino Suárez y Diego Alejandro Moreno Zalme con documentos de identificación N° 171293244-9 y N°172325325-6, manifestamos nuestra voluntad y cedemos a la Universidad Politécnica Salesiana la titularidad sobre los derechos patrimoniales en virtud de que somos autores del trabajo de titulación intitulado: “ANALIZAR Y COMPARAR, EL FENÓMENO DE CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO, MEDIANTE SIMULACIÓN POR CFD ENTRE UNA TOBERA CONVERGENTE – DIVERGENTE DE VAPOR Y UNA FLAUTA DE FLUJO DE VAPOR”, mismo que ha sido desarrollado para optar por el título de Ingeniero Mecánico en la Universidad Politécnica Salesiana, quedando la Universidad facultada para ejercer plenamente los derechos cedidos anteriormente.

En aplicación a lo determinado en la Ley de Propiedad Intelectual, en nuestra condición de autores nos reservamos los derechos morales de la obra antes citada, en concordancia, suscribimos este documento en el momento que hacemos entrega el trabajo final en formato impreso y digital a la Biblioteca de la Universidad Politécnica Salesiana.



Diego Alejandro Moreno Zalme
C.I.: 172325325-6

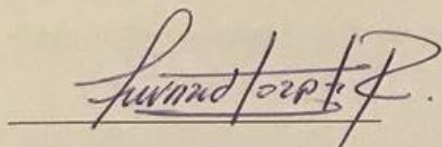


Alexis Eduardo Andino Suárez
C.I.:171293244-9

Quito, julio del 2018

DECLARATORIA DE COAUTORÍA DEL DOCENTE TUTOR

Yo declaro que bajo mi dirección y asesoría fue desarrollado el Proyecto Técnico, “ANALIZAR Y COMPARAR, EL FENÓMENO DE CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO, MEDIANTE SIMULACIÓN POR CFD ENTRE UNA TOBERA CONVERGENTE – DIVERGENTE DE VAPOR Y UNA FLAUTA DE FLUJO DE VAPOR” realizado por Alexis Eduardo Andino Suárez y Diego Alejandro Moreno Zalme, obteniendo un producto que cumple con todos los requisitos estipulados por la Universidad Politécnica Salesiana, para ser considerados como trabajo final de titulación.



Luis Fernando Toapanta Ramos
C.I.: 172111375-9

Quito, julio del 2018

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mis padres, a mi hermano y a mi familia que me han apoyado durante todo este proceso.

Diego

Esta culminación de una parte de mi vida, quiero dedicarla a mi familia, en especial, a mis padres, a mis hermanos, que han estado en todo momento; a mi madrina que es mi otra madre; a mi novia que ha estado en toda mi etapa universitaria; y, por último, a todos mis amigos y profesores.

Alexis

AGRADECIMIENTO

Quiero agradecer a Dios que me ha permitido guiarme por el buen camino y gracias a Él tener el apoyo de mis padres Pilar Suárez y Marco Andino que me han apoyado moral y económicamente en todos los planes de mi vida, a mi tía Iliana Suárez por sus consejos y apoyo incondicional, a mis hermanos Marco y Bryan que me motivaron a seguir adelante, a mi novia Doménica que me brinda su ayuda en todo lo que necesito y por estar a mi lado en toda esta etapa universitaria, a mis amigos, en especial, a Diego con quien estamos culminando juntos este proyecto, y a toda mi familia que ha estado siempre conmigo.

Alexis

Quiero agradecer a mis padres Marcelo y Yolanda por siempre apoyarme en todos mis proyectos y etapas de mi vida, a mi hermano Andrés por el ejemplo, motivación y apoyo que me ha brindado y a mi familia por todo el cariño y por estar siempre presente.

Diego

ÍNDICE GENERAL

DEDICATORIA	iii
AGRADECIMIENTO	iv
ÍNDICE GENERAL.....	v
ÍNDICE DE FIGURAS.....	ix
ÍNDICE DE TABLAS	xi
NOMENCLATURA	xii
RESUMEN.....	xvii
ABSTRACT.....	xviii
INTRODUCCIÓN	xix
ANTECEDENTES.....	1
CAPÍTULO I.....	2
ESTADO DEL ARTE.....	2
1.1. Estado del arte	2
1.2. Aspectos teóricos	3
1.2.1. Condensación	4
1.2.1.1. Condensación por contacto directo.....	4
1.2.1.2. Procedimiento de condensación	5
1.2.1.3. Aplicaciones	5
1.2.2. Intercambiador de calor	6
1.2.3. Condensadores de vapor.....	7
1.2.4. Flujo de calor	9
1.2.5. Estado líquido y gaseoso	9
1.2.6. Tobera.....	10
1.2.6.1. Tobera convergente – divergente	10

1.2.6.2.	Tobera tipo flauta.....	11
1.2.7.	ANSYS	12
1.2.8.	Computational Fluids Dynamics	12
1.3.	Conclusiones del capítulo	13
CAPÍTULO II		14
ANÁLISIS ANALÍTICO.....		14
2.1.	Condensador de chorro de vacío reducido de sifón.....	14
2.1.1.	Tanque	14
2.1.2.	Flauta de vapor IN15	16
2.1.3.	Tobera convergente – divergente IN40M.....	18
2.2.	Sustancias de condensación.....	24
2.2.1.	Parámetros del vapor de agua.....	25
2.2.2.	Parámetros del agua líquida.....	25
2.3.	Etapa inicial de condensación.....	25
2.3.1.	Eyección a velocidad supersónica	26
2.3.2.	Flujo supersónico.....	26
2.3.3.	Número de Mach	26
2.3.4.	Número de Reynolds	28
2.3.5.	Condiciones de trabajo de los eyectores.....	30
2.4.	Etapa de trabajo de condensación.....	30
2.4.1.	Evaporación y condensación	31
2.4.2.	Transferencia de calor en flujo multifásico	33
2.4.3.	Variables de transferencia de calor por nucleación	35
2.4.4.	Cambio de fase en capas.....	36
2.4.5.	Cambio de fase en tubos verticales.....	37
2.4.5.1.	Variación del coeficiente de transferencia de calor con la calidad.....	37
2.4.5.2.	Fase única de líquido; zona subenfriada.....	39
2.4.5.3.	Cambio de fase en cilindros.....	40
2.4.5.4.	Inicio de cambio de fase por nucleación.	41
2.4.5.5.	Cambio de fase subenfriado totalmente desarrollado.....	42
2.4.5.6.	Cambio de fase parcial	43

2.4.5.7.	Ebullición saturada	43
2.4.5.8.	Región de convección forzada en dos fases	43
2.5.	Condensación	46
2.5.1.	Formación del líquido.....	46
2.5.2.	Nucleación de las gotas	46
2.5.3.	Crecimiento de la gota.....	47
2.5.4.	Mecanismo de cambio de fase en una superficie líquido-vapor.....	48
2.5.5.	Influencia de vapor no condensable en la interfaz líquido-gas	53
2.5.6.	Condensación en tubos horizontales	56
2.5.6.1.	Flujo estratificado	59
2.5.6.2.	Slug patron.....	61
2.5.6.3.	Flujo anular.....	61
2.5.6.4.	Correlaciones de flujo.....	62
2.6.	Fenómenos de transporte	63
2.6.1.	Leyes de Fick para difusión (transferencia de masa molecular)	63
2.6.2.	Transporte de masa por convección	65
2.6.3.	Velocidad y masa molar promedio.....	66
2.6.4.	Difusión a través de capa de gas estancado.....	67
2.6.5.	Modelo cinético clásico	68
2.7.	Conclusiones del capítulo	69
CAPÍTULO III.....		70
ANÁLISIS NUMÉRICO		70
3.1.	Aplicación de modelos numéricos.....	70
3.2.	Modelos multifásicos.....	71
3.3.	Modelos de condensación.....	71
3.3.1.	Modelo de Lee	71
3.4.	Fluent.....	74
3.5.	Tobera convergente - divergente análisis numérico	74
3.6.	Flauta de vapor análisis numérico	78
3.7.	Análisis comparativo	82
3.8.	Conclusiones del capítulo.....	85

CONCLUSIONES GENERALES	86
RECOMENDACIONES GENERALES.....	87
BIBLIOGRAFÍA	88
ANEXOS	

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Intercambiador de calor de mezcla.....	7
Figura 2. Condensador de vapor	7
Figura 3. Tobera convergente - divergente.....	11
Figura 4. Tobera tipo flauta.....	11
Figura 5. Tanque.....	15
Figura 6. Flauta de vapor.....	16
Figura 7. Flauta de vapor diseño CAD.....	16
Figura 8. Aspersor de la flauta.....	17
Figura 9. Tobera convergente - divergente.....	18
Figura 10. Tobera convergente – divergente diseño CAD.....	19
Figura 11. Aspersor de la tobera.....	19
Figura 12. Software "Convergent-Divergent Nozzle.....	21
Figura 13. Geometría convergente – divergente.....	21
Figura 14. Esquema convergente - divergente.....	22
Figura 15. Resultados de la validación.....	23
Figura 16. Validación, tabla de resultados.....	24
Figura 17. Curva de ebullición.....	31
Figura 18. Superficie de rugosidad.....	32
Figura 19. Efecto de la presión por nucleación.....	35
Figura 20. Regiones de transferencia convectiva.....	38
Figura 21. Superficie y distribución de temperatura del líquido.....	39
Figura 22. Patrones de flujo en cilindros.....	40
Figura 23. Patrones de flujo bifásicos.....	40
Figura 24. Curva de evaporación	41
Figura 25. Correlaciones de coeficiente de transferencia de calor	44
Figura 26. Relación de proporcionalidad.....	45
Figura 27: Cambio de fase	48
Figura 28: Condensación en una interfaz	49
Figura 29: Influencia de vapor no condensable en la interfaz líquido-gas	53
Figura 30: Proceso de condensación en una placa inclinada	56

Figura 31: Condensación en tubos horizontales	57
Figura 32. Patrones Baker de chorro.....	58
Figura 33: Condensación y vaporización, con respecto a la calidad	58
Figura 34: Condensación laminar estratificada	59
Figura 35: Condensación con patrón estratificado.	60
Figura 36: Slug patrón	61
Figura 37: Relación de condición de fase con sección de transporte.	62
Figura 38: Comportamiento de partículas.	65
Figura 39: Difusión bifásica	67
Figura 40: Concentraciones de contactos de fases.....	68
Figura 41. Curva de saturación de Clausius Clapeyron.	73
Figura 42. Tobera, contorno de fracción de volumen.	75
Figura 43. Tobera, contorno de densidad.....	75
Figura 44. Tobera, contorno de presión.	76
Figura 45. Tobera, vector de velocidad.....	77
Figura 46. Flauta, contorno de fracción de volumen.	79
Figura 47. Flauta, contorno de densidad.	80
Figura 48. Flauta, contorno de presión.	81
Figura 49. Flauta, vector de velocidad.	82
Figura 50. Distancia vs Presión.....	83
Figura 51. Distancia vs Velocidad de vapor	84
Figura 52. Distancia vs Fracción de volumen de vapor.....	85

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Constantes físicas del acero	16
Tabla 2. Dimensiones flauta de vapor	17
Tabla 3. Condiciones límite flauta de vapor	17
Tabla 4. Información técnica flauta de vapor.....	18
Tabla 5. Dimensiones tobera convergente - divergente	19
Tabla 6. Condiciones límite tobera convergente - divergente.....	20
Tabla 7. Información técnica tobera convergente- divergente.....	20
Tabla 8. Datos de validación de tobera	22
Tabla 9. Parámetros térmicos del vapor	25
Tabla 10. Parámetros térmicos del agua.....	25
Tabla 11. Viscosidad y densidad del vapor.....	29
Tabla 12. Valores de C_{sf} para la ecuación de Rohsenow para agua	34
Tabla 13. Valores del factor de corrección en función de Γ	51
Tabla 14. Valores de F en función de τ° y F'	60
Tabla 15 Valores del factor de difusividad D_{AB}	64
Tabla 16 Relaciones matemáticas de transporte de masa.	66

NOMENCLATURA

Alfabeto

A	Área de transferencia de calor de un haz de tubos.	d_b	Diámetro de la burbuja.
A_e	Área de expulsión.	d_p	Diámetro promedio de la gota.
A_{e_t}	Área superficial exterior del tanque.	d_t	Diámetro interior del tanque.
A_{i_t}	Área superficial interior del tanque.	E	Módulo de elasticidad.
A_i	Área de interferencia.	ℓ	Exponencial.
A_t	Área de la garganta.	ℓ	Fracción del líquido atrapado.
A^*	Constante de Mostinski.	e_t	Espesor del tanque.
a	Radio de velocidad de transferencia de calor.	erf	Función error de Gauss
$a_{\alpha\beta}$	Área específica entre las fases alpha y beta.	F	Fuerza debida a la variación de presión.
C	Concentración homogénea de vapor en las gotas.	$F_{e,c}$	Flujo de masa de evaporación y condensación.
C_p	Calor específico.	$F_{(p)}$	Factor de regulación de presión.
$C_{p\ell}$	Calor específico del líquido.	f	Fracción de intercambio molecular en la condensación.
C_{sf}	Constante de Rohsenow.	G	Densidad por la velocidad.
\hat{C}_p	Calor específico promedio.	GD	Velocidad de masa en la capa.
$C_{\beta,s}^K$	Solubilidad límite del componente K en la fase beta.	g	Gravedad.
C_{β}^K	Concentración actual del componente K en la fase beta.	g_n	Gravedad nominal.
c	Velocidad del sonido.	H	Balance de energía.
c_a	Concentración molar.	H_q	Balance de energía a presión constante.
c_{pg}	Calor específico de la fase gaseosa.	$H_{\ell-g}^a$	Constante de Henry par la disolución de aire en fase líquida.
$c_{p,q}$	Calor específico a presión constante.	H_{ts}	Entalpía de líquido
\tilde{c}	Concentración molar total.	H_{ps}	Entalpía en la fase p.
D	Diámetro característico de la tubería.	H_{qs}	Entalpía en la fase q.
D_{AB}	Factor de proporcionalidad de difusividad.	H_{vs}	Entalpía de vapor sensible.
D_{AG}	Coefficiente de difusión binario.	h_{f-a}	Entalpía del agua (fluido).
D_e	Diámetro de expulsión.	h_g	Coefficiente de transferencia de calor sensible.
D_t	Diámetro exterior del tanque.	h_{g-a}	Entalpía del agua (gas).
		h_l	Coefficiente de calor del líquido.
		h_p	Coefficiente de transferencia de calor de la fase p.
		h_{pq}	Coefficiente de calor volumétrico entre las fases.
		h_t	Altura del tanque.
		h_v	Entalpía del vapor.
		h_v	Coefficiente de calor del vapor.

h'_g	Coeficiente de transferencia de calor sensible modificado en la interfaz.	k_s	Coeficiente de difusividad de la masa.
h_q	Coeficiente de transferencia de calor de la fase q.	k_ℓ	Coeficiente de transferencia de masa de la gota.
$h(z)$	Coeficiente de transferencia de calor sensible direccional.	$k_{\alpha \rightarrow \beta}^K$	Coeficiente de transferencia de masas.
i	Calor latente	L	Módulo de rigidez.
i_{fg}	Entalpía entre fase líquida y gaseosa.	L_e	Número de Lewis.
i_{fs}	Modificación de vaporización del calor latente.	ℓ	Líquido.
i'_{fg}	Calor latente de vaporización modificado.	M	Peso molecular.
J	Calor mecánico equivalente.	M	Masa distribuida en la fase.
J_a	Flujo de masa molar de gas no condensable.	M_α	Peso molecular por unidad de volumen.
J_g	Flujo de masa molar de gas.	m	Exponente empírico de una molécula de masa.
j	Flujo volumétrico.	\dot{m}	Tasa de masa molecular.
j_{AY}	Flujo de masa molecular.	\dot{m}_{lv}	Tasa de transferencia de masa de líquido a vapor.
j_g	Velocidad superficial del gas.	\dot{m}_{pq}	Tasa de transferencia de masa de la fase p a la fase q.
$ j $	Flujo másico de moléculas.	\dot{m}_{vl}	Tasa de transferencia de masa de líquido a vapor.
j_+	Flujo másico de moléculas en condensación.	Nu_p	Número de Nusselt para flujo turbulento.
j_-	Flujo másico de moléculas en evaporación.	Nu_s	Número de Nusselt para flujo granular
K	Tasa de disipación de energía en burbujas.	Nu_M	Número de Mach.
K_g	Coeficiente de auto difusión de vapor.	N_0	Número de moléculas.
k	Constante del vapor.	N_R	Número de Reynolds.
k_b	Constante de Boltzman.	N_{R-e}	Número de Reynolds equivalente.
k_f	Conductividad térmica en la fase líquida.	N_{R-F}	Número de Reynolds de la flauta.
k_g	Conductividad térmica en la fase gaseosa.	N_{R-T}	Número de Reynolds de la tobera.
k_i	Coeficiente de transferencia de masa interfacial.	n	Número de tubos.
k_p	Conductividad térmica de fase particulada.	n	Exponente empírico de distorsión de temperatura.
k_q	Coeficiente térmico promedio.	ONB	Inicio de ebullición de nucleación.
		P	Presión
		Pr	Presión reducida.
		P_A	Perímetro húmedo inicial.
		P_b	Presión de salida.
		P_c	Presión de entrada.
		P_F	Presión del fluido.
		P_r	Número de Prandtl.

P_s	Presión de la superficie.	\dot{q}_{scb}	Tasa de flujo de calor por convección forzada.
P_v	Presión del vapor.	$\dot{q}_{\ell O}$	Tasa de flujo de calor de líquido fuera de la superficie.
P_f	Presión en el espacio líquido.	R	Radio de cavidad de la burbuja.
P_∞	Presión máxima del vapor.	Re_p	Número de Reynolds en la fase p.
P_{sat}	Presión de saturación.	R_p	Rugosidad de la superficie.
P_{sat}^W	Presión de saturación del vapor en agua.	r	Radio molecular de la gota.
P^*	Presión parcial del vapor.	r_g	Radio de equilibrio de la burbuja.
p	Presión del sistema.	r^*	Radio crítico de la burbuja.
p_a	Presión parcial del gas no condensable.	S	Supresión de ebullición del haz de tubos.
p_{ai}	Presión parcial del gas no condensable en la interface.	S_c	Número de Schmidt.
p_{am}	Presión parcial del gas no condensable.	s	Longitud a lo largo del perfil de la aleta.
p_{ao}	Presión parcial del gas no condensable del flujo másico.	s_{f-a}	Entropía del agua (fluido).
p_g	Presión del gas resultante de la fracción molar.	s_{g-a}	Entropía del agua (gas).
p_{gi}	Presión parcial del gas en la interface.	s_v	Entropía del vapor.
p_{go}	Presión del vapor sobre la superficie.	T	Temperatura.
p_g^a	Presión de aire en fase gaseosa.	T_e	Exceso de temperatura. $(T_w - T_{sat})$
p_∞	Presión máxima del sistema.	T_f	Temperatura en el espacio líquido.
p^*	Presión reducida crítica.	T_g	Temperatura de equilibrio de la burbuja.
Q_l	Balance de energía de líquido.	T_{gi}	Temperatura parcial del gas en la interface.
Q_v	Balance de energía del vapor.	T_{go}	Temperatura parcial del gas en la superficie.
Q_{pq}	Balance de energía de la fase p a la fase q.	T_l	Temperatura del líquido.
Q_q	Balance de energía de la fase q.	T_p	Temperatura en la fase p.
Q_p	Balance de energía de la fase p.	T_q	Temperatura en la fase q.
$Q_{\alpha \rightarrow \beta}^K$	Transferencia de masa de componente K de la fase alpha a la fase beta.	T_s	Temperatura de la superficie.
q_{ONB}	Flujo de calor de inicio de ebullición de nucleación.	T_v	Temperatura del vapor.
\dot{q}	Tasa de flujo de calor.	T_w	Temperatura de la superficie de la placa.
\dot{q}_{cr}	Tasa de flujo de calor crítico.	T_{ref}	Temperatura de referencia.
		T_{sat}	Temperatura de saturación del agua.
		T^*	Temperatura parcial del vapor.
		$T_\ell(z)$	Temperatura de líquido direccional.
		t	Tiempo de exposición.
		u	Velocidad.

u_f	Velocidad real del líquido.	Letras Griegas	
u_{f-a}	Energía interna del agua (fluido).	α	Coefficiente de transferencia de calor.
u_{g-a}	Energía interna del agua (gas).	α_c	Coefficiente de transferencia de calor por convección en capa límite de líquido.
u_v	Energía interna del vapor.		
u_w	Velocidad de la dirección del agua.		
V	Velocidad ingreso del vapor.	α_f	Coefficiente de difusividad térmica de la fase líquida.
V_{f-a}	Volumen específico del agua (fluido).	α_{f-v}	Coefficiente de difusividad térmica promedio entre ambas fases.
V_{g-a}	Volumen específico del agua (gas).	α_{fo}	Coefficiente de transferencia de calor para el flujo total.
V_s	Velocidad salida del vapor.	α_i	Coefficiente de transferencia de calor interfacial.
V_t	Volumen del tanque.	α_l	Fracción de líquido.
V_v	Volumen específico del vapor.	α_{nb}	Coefficiente de transferencia de calor por nucleación.
\vec{V}_v	Velocidad del vapor.	α_{tp}	Coefficiente de transferencia de calor de patrón turbulento.
v_{AY}	Volumen específico de masa molecular inicial.	α_{to}	Ángulo medio de retención de condensado de líquido fuera de la superficie.
v_{BY}	Volumen específico de masa molecular final.	α_v	Fracción de vapor
v_α	Volumen específico por unidad de volumen.	$\bar{\alpha}_f$	Coefficiente de transferencia de calor direccional.
v_f	Volumen específico del líquido.	$D\beta$	Factor de acomodación.
v_{fg}	Volumen de vaporización.	Γ	Tasa de flujo de masa.
v_v	Volumen perdido en el vapor.	Γ_z	Tasa de flujo de masa direccional.
v_l	Volumen perdido en el líquido.	$\Gamma(a)$	Tasa de condensación.
X_{ii}	Relación de densidad de fases.	$\Gamma(-a)$	Tasa de pérdida de condensación.
x	Calidad.	$\Gamma'_{(r)}$	Tasa de flujo no condensado por unidad de longitud.
x_ℓ^a	Fracción molar de aire en fase líquida.	γ_v	Peso específico del vapor.
x_ℓ^w	Fracción molar de agua en fase líquida.	\mathcal{S}	Espesor de la línea de difusión.
x_g^a	Fracción molar de aire en fase gaseosa.	δ_M	Espesor de la frontera de momentum.
x_g^w	Fracción molar de agua en fase gaseosa.	η	Eficiencia del flujo de vapor.
$x(z)$	Calidad del vapor direccional.	η_g	Eficiencia del flujo de vapor en gas.
y	Distancia.	η_ℓ	Eficiencia de flujo de vapor en líquido.
\bar{y}_a	Fracción de masa molar de gas no condensable.	η_v	Viscosidad dinámica del vapor.
\bar{y}_g	Fracción de masa molar de gas.	θ	Ángulo de placa.
z	Longitud de la tubería.	λ	Factor usado en el flujo de Baker.

λ_ℓ	Factor usado en el flujo de Baker para líquido.	$\Delta\rho_{sat}$	Diferencial de pérdida de presión de saturación.
λ_g	Factor usado en el flujo de Baker para gas.	Tasas y gradientes	
μ	Viscosidad.	(dn/dt)	Tasa de crecimiento de la nucleación.
ρ_a	Densidad del aire.	(dr^2/dt)	Tasa de crecimiento del radio.
ρ_f	Densidad del fluido.	Coeficientes	
ρ_g	Densidad del gas.	$coef\ f$	Factor de relajación.
ρ_ℓ	Densidad del líquido.	Símbolos	
ρ_s	Densidad de la superficie.	∇	Diferencial inverso de propiedad.
ρ_v	Densidad del vapor.		
ρ_w	Densidad del agua.		
ρ_α	Densidad por unidad de volumen.		
σ	Tensión de superficie.		
σ	Coeficiente de condensación.		
σ_w	Tensión de la superficie en el agua.		
σ_∞	Tensión superficial de la interface.		
$\sigma(r)$	Tensión superficial de la gota.		
τ	Ángulo de inclinación del tubo.		
ϕ	Energía de condensación.		
ϕ_g	Energía de condensación del gas.		
ϕ_v	Difusión de energía de condensación.		
ψ	Constante del patrón de flujo de Baker.		
ω_A	Concentración de masa inicial.		
ω_B	Concentración de masa final.		
ω_α	Concentración de masa por unidad de volumen.		

Diferenciales

ΔG	Energía libre de formación del núcleo de la burbuja.
Δh_v	Diferencial de entalpía del vapor.
Δp	Diferencial de pérdida de presión.
ΔT	Diferencial de temperatura.
ΔT_{sat}	Diferencial de temperatura de saturación.
ΔTD	Diferencial de temperaturas en la región seca.
$\Delta\rho_\ell$	Diferencial de densidad en líquido.
$\Delta\rho_g$	Diferencial de densidad en gas.

RESUMEN

Se presenta un modelo de simulación de condensación por contacto directo DCC, de chorros de vapor en agua líquida estacionaria. El análisis toma como línea base los estudios de cambio de fase por nucleación dados por Borishanski y el comportamiento térmico del fluido que se respalda con la teoría térmica de Clausius Clapeyron. Se logra determinar el cambio de fase de vapor a líquido mediante la formación de flujo anular entre la superficie del vapor y agua, la dependencia del cambio de fase se cumple mientras el diferencial de temperatura se mantenga, según se cumplan las leyes de Fick de transporte de masa. El estudio numérico se realizó con herramientas CFD, computational fluids dynamics, respaldadas con las ecuaciones de Navier-Stokes usando el modelo de Lee de evaporación y condensación, de esa manera, se obtuvo la relación térmica y másica de un nuevo flujo bifásico. El resultado se valida con la evidente dependencia del chorro de vapor a la diferenciación del número de Reynolds, la cual permite relacionar la tasa de variación de masa con la difusividad térmica evaluada en Prandtl. El estudio numérico corrobora los avances existentes del factor de fricción interfacial en el cambio de fase, permitiendo así conocer los parámetros termodinámicos del fenómeno bajo condiciones iniciales establecidas. Los inyectores de vapor usados para comprobar el fenómeno son tobera convergente – divergente y flauta de vapor, modelos IN15 e IN40M fabricados por SpiraxSarco®. Las velocidades estables de trabajo son $2836,66 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y $500 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, se realizaron 8 casos comparativos con distintas velocidades fuera de las recomendaciones del fabricante. Los resultados se corroboran con análisis de contornos de fracción de volumen de vapor, densidad, presión y velocidad, comparados entre todos los casos asignados.

Palabras claves: CFD; Chorro de vapor; Condensación; DCC; Supersónica.

ABSTRACT

A simulation model of direct contact condensation DCC, of steam jets in stationary liquid water is presented. The analysis takes as a baseline the studies of phase change by nucleation given by Borishanski and the thermal behavior of the fluid that is supported by the thermal theory of Clausius Clapeyron. It is possible to determine the change of phase of vapor to liquid through the formation of annular flow between the surface of the steam and water, the dependence of the change of phase is fulfilled while the differential of temperature is maintained, according to the laws of transport Fick of dough. The numerical study was carried out with CFD tools, computational fluids dynamics, supported with the Navier-Stokes equations using the Lee model of evaporation and condensation, in this way, the thermal and mass relationship of a new biphasic flow was obtained. The result is validated with the evident dependence of the steam jet on the differentiation of the Reynolds number, which allows to relate the rate of variation of mass with the thermal diffusivity evaluated in Prandtl. The numerical study corroborates the existing advances of the interfacial friction factor in the phase change, thus allowing to know the thermodynamic parameters of the phenomenon under established initial conditions. The steam injectors used to check the phenomenon are converging-diverging nozzle and steam flute, models IN15 and IN40M manufactured by SpiraxSarco®. The stable working speeds are $2836,66 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ and $500 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, 8 comparative cases were made with different speeds outside the manufacturer's recommendations. The results are corroborated with contour analysis of vapor volume fraction, density, pressure and velocity, compared between all the assigned cases.

Key words: CFD; Jet steam; Condensation; DCC; Supersonic.

INTRODUCCIÓN

Se presenta los diversos parámetros para el estudio y entendimiento del proyecto como los aspectos teóricos acerca del método de condensación y su procedimiento, los tipos de intercambiadores de calor y los estados del agua que se presentan en esta simulación, los instrumentos necesarios para poder llevar a cabo el proceso como son la tobera convergente - divergente y la flauta de vapor, se utilizó un programa computacional llamado ANSYS que posee la herramienta de Fluent que permite simular los procesos de condensación con resultados muy reales.

Se logra determinar los parámetros de funcionamiento de la tobera y de la flauta de vapor, donde se utiliza los parámetros del fabricante como la geometría, medidas y las características de estos. La transferencia de calor y la mecánica de fluidos son aspectos muy importantes para el estudio de cambios de estado de las sustancias vapor y agua líquida. Mediante libros, simulador y fórmulas ya determinadas se puede detallar y calcular los parámetros ambientales, termodinámicos y físicos como son la temperatura, presión, velocidad, geometría y volúmenes de las sustancias a mezclar y el equipo utilizado. Los valores obtenidos se los ingresa en el software mencionado para obtener los resultados requeridos para una comparación de estos.

Para el uso del software ANSYS y su herramienta Fluent, se necesita saber diferentes puntos acerca del mismo como el tipo de modelo numérico utilizado, en este caso se utiliza Lee por la transferencia de masa que existe. El estudio de los dos instrumentos se dio bajo los mismos parámetros a excepción de las velocidades de inyección. Debido a su forma, la flauta no soporta velocidades tan altas como la de la tobera. Para esto se determinó las velocidades adecuadas para el estudio de cada uno de los instrumentos. Se logra obtener resultados que se los puede analizar mediante contornos de fracción de volumen, densidad, presión y vectores de velocidad. La comparación de los resultados de los dos instrumentos se lo hace mediante gráficos que permiten interpretar el comportamiento de los fluidos en una misma distancia específica a lo largo del tanque, en los dos casos.

ANTECEDENTES

Al condensar vapor, las pérdidas producidas en sistemas convencionales son elevadas debido a que no se contemplan todas las variables que afectan el proceso como los diferenciales de temperatura, presión y energía, adicional se tienen problemas con la generación de ondas en el agua, el tiempo de condensación total, vibraciones inducidas por el chorro, posible cavitación, pérdidas por ondas de choque y la eficiencia de la transferencia de calor, entre otras. Se considera importante analizar la calidad del fenómeno de condensación y la determinación de parámetros físicos de trabajo, concentrando el análisis del tiempo de condensado y el calor transferido en el proceso, siendo este originado por el suministro de calor entregado de dos formas, por medio de una tobera supersónica o por medio de una flauta.

En pequeñas y medianas empresas, PYMES, donde se necesita de agua caliente o de condensación del vapor de agua, es necesario el uso de una caldera, lo que implica una inversión importante de capital y una infraestructura adecuada, lo que hace de vital importancia la correcta elección de un sistema de mejores prestaciones de transferencia de calor.

El objetivo general se enfoca en: Analizar y comparar, el fenómeno de condensación por contacto directo, mediante simulación por CFD entre una flauta de vapor y una tobera convergente de flujo de vapor.

Los objetivos secundarios tratan de identificar cuál es el elemento de condensación más adecuado para el suministro de calor; Analizar el comportamiento del flujo de vapor en distintas condiciones de salida, con una flauta de vapor y una tobera convergente de flujo de vapor; Comparar el desempeño térmico de los elementos de inyección de vapor en sistemas DCC mediante la transferencia de calor; y determinar los parámetros termodinámicos en el fenómeno DCC para obtener condiciones de funcionamiento adecuadas.

CAPÍTULO I

ESTADO DEL ARTE

En el presente trabajo se pretende determinar parámetros, condiciones y elementos adecuados para llevar a cabo el proceso de condensación por contacto directo, mediante lo cual, se procura sustentar los resultados con la adecuada y respectiva simulación del fenómeno, bajo condiciones y lineamientos establecidos posteriormente. La simulación es una herramienta multidisciplinaria de investigación, que ha permitido enlazar directamente los conocimientos adquiridos en la investigación y en la formación académica con una realidad esperada o proyectada.

1.1. Estado del arte

En las investigaciones revisadas, dentro de las ciencias de la ingeniería, la simulación se presenta como una herramienta CAE y CAD, ingeniería asistida por computador y diseño asistido por computador, en su traducción al español, respectivamente; observando los estudios e investigaciones la simulación se lleva a cabo mediante experimentos o supuestos, basados en la experiencia del investigador y en los recursos que este dispone para este fin, cabe mencionar que dichos recursos son particularmente limitados, estos estudios e investigaciones son sustentados con simulaciones. Los estudios realizados hasta el momento en materia de ingeniería y afines, acuden a varias herramientas de CAE, entre estos, cabe mencionar el software ANSYS, Catia, Solid Works, entre otros, todos con distintas aplicaciones, aunque con metodologías computacionales similares. En base a la investigación bibliográfica se comprueba que a nivel mundial el paquete computacional ANSYS es usado ampliamente debido a tres razones considerables; la primera es la versatilidad y flexibilidad del programa para aplicaciones diferentes, en contexto permite en un proyecto incluir diferentes bloques de análisis; la segunda es la potente estructura computacional de procesamiento de la información; y por último, la tercera al ser un programa de origen estadounidense es comercialmente más accesible y difundido que los otros. En esta perspectiva, en Ecuador, el uso de ANSYS ha sido difundido abiertamente, a pesar del elevado costo de adquisición que representa a universidades, empresas e investigadores. En contraste, la mejora de los sistemas ingenieriles y productivos que se ha difundido en el país y el mejoramiento del nivel de la educación superior han llevado a que en Ecuador varias tesis, artículos, investigaciones, proyectos y desarrollos sean

sustentados con plataformas de ingeniería asistida por computador CAE, que en sus siglas en inglés; específicamente el software ANSYS y como objeto de la presente investigación el fenómeno de condensación por contacto directo, que en su siglas en inglés se representa como DCC, se usa el paquete de dinámica de fluidos computacionales, CFD, que es el más utilizado a nivel mundial, regional y local, debido a que basa su estructura de procesamiento por análisis de elementos finitos, FEA, que está orientado al estudio y análisis de los fluidos. Debido a que el tema central de esta investigación es la condensación por contacto directo se presentan las aplicaciones del proceso en la generación de energía, intercambio térmico, presurización y despresurización, entre otros; las ventajas son la estabilidad y la alta energía que se puede proveer al vapor sin el problema de la volatilidad que presentan otras sustancias sometidas a las mismas condiciones.

1.2. Aspectos teóricos

El propósito general de la condensación por contacto directo es el de reducir gastos al no tener que implementar equipos de transferencia de los fluidos, específicamente mangueras, tuberías, bombas y compresores para transportar las sustancias del sistema, además de toda la instrumentación y utilería requeridos para sistemas de vapor y de alta presión, de igual manera está el aumentar la calidad de la transferencia de calor al realizar, como su nombre lo dice, un contacto directo entre sustancias, creando un diferencial de temperatura mayor, lo que beneficiará la cantidad de calor transferido y por último también está el propósito de reducir los tiempos del proceso. Al analizar este proceso se dispondrá de información sobre velocidad, flujo de calor, energía interna, temperatura, presión y tiempo de condensación, los cuales regirán el comportamiento del fenómeno bajo dos situaciones comparables entre sí, la flauta de vapor y la tobera convergente - divergente de vapor, con la ayuda de software de simulación mencionado anteriormente, es necesario aclarar cómo se realiza el fenómeno y que sucede durante y después del mismo. Además, especificar bajo qué criterio se escogerán la flauta y la tobera convergente - divergente de vapor y necesariamente definir las características de cada una, citar de igual manera los fundamentos del análisis CFD y la utilización específica del software ANSYS, la aplicación que se da al fenómeno de DCC en la industria y en los experimentos o investigaciones académicas. A continuación, se detallan conocimientos previos y

necesarios para entender el fenómeno de la condensación por contacto directo, la determinación de parámetros y condiciones numéricas para abordar adecuadamente el proceso de la simulación que incluye la identificación de variables críticas en la simulación como: entalpía, entropía, número de Match para asegurar la condición de salida supersónica, número de Reynolds para limitar los análisis y facilitar los cálculos al trabajar con flujos laminares, y las definiciones y criterios adecuados para el análisis de la información y de los resultados como la metodología de investigación, de comparación y de análisis, necesarios para brindar la mejor respuesta posible. Se tratará también de manera clara y concisa el conocimiento científico que respalda la realización de este proyecto.

1.2.1. Condensación

El fenómeno de condensación de los gases es común en aplicaciones de la ingeniería mecánica y a fines, la condensación se realiza en máquinas térmicas llamadas condensadores, como lo aclara Mills en Transferencia de Calor [1]. El fenómeno de la condensación exige que un refrigerante, otra sustancia más fría o un elemento enfriador elimine la entalpía de cambio de fase, se conoce que la entalpía de cambio de fase es muy elevada, se supone que las velocidades de transferencia de calor también son elevadas, específicamente en el caso del agua y vapor de agua [2]. Los tipos de condensación que existen se detallan a continuación:

- a) Por contacto directo
- b) Por película
- c) Por gotas sobre una superficie
- d) Homogénea [3].

En la presente investigación se usará como modelo de estudio y análisis el método de condensación por contacto directo.

1.2.1.1. Condensación por contacto directo

Esta modalidad de condensación consiste en poner en contacto las dos sustancias y esperar que el fenómeno se realice exclusivamente por el diferencial de temperatura, entalpía y energía interna, para este tipo de condensación la resistencia interfacial es

primordial [4]. En este caso el vapor se puede condensar en dos formas: en un chorro descendente, en una película líquida y en tipo de gotas; y su coeficiente de transferencia de calor es muy elevado [5]. Así mismo, en esta modalidad las vibraciones inducidas y la presencia de flujos bifásicos es evidente, aunque por motivos de modelación pueden o no ser considerados para el objeto de estudio [1]-[6].

1.2.1.2. Procedimiento de condensación

El proceso consiste en suministrar vapor a alta velocidad y a alta presión, por una salida que proporciona la condición de velocidad supersónica mediante la valoración del número de Match definido posteriormente. En un recipiente confinado se tiene agua a una temperatura y presión controlada. Al inyectar el vapor, el choque térmico originado por un diferencial de temperatura disminuirá la temperatura del vapor el cual se convertirá en diminutas burbujas y gotas de agua [7]. Es importante mantener el agua a una temperatura específica la cual debe estar por debajo de la temperatura del vapor, para que por efecto del cambio de fase y con el paso del tiempo el agua se caliente y el vapor se enfríe, dando origen al proceso de condensación [8].

1.2.1.3. Aplicaciones

En pequeñas y medianas empresas, PYMES, donde se necesita de agua caliente o de vapor de agua, es necesario el uso de una caldera, un condensador o un intercambiador de calor destinado para este fin [9].

En la industria médica, alimenticia, hotelera, plástica, manufacturera y térmica es necesario el uso de agua caliente, o vapor condensado, para una serie de aplicaciones y procesos industriales, como los son: la esterilización de instrumentos, lavado a vapor de prendas de vestir y materiales contaminados, derretimiento de pellets, ahumado de alimentos, generación de potencia, calentamiento de agua para duchas, cocinas y usos industriales del agua caliente para procesos de desinfección, destilación, lavado y utilización de máquinas, entre otros [10], en industrias destinadas a la manufactura el vapor es común para la generación de energía y calor, incluso como fuerza motriz en el movimiento de grandes máquinas. Para realizar esto son necesarios los sistemas de desgasificación térmica, generación de vapor, lavado de vapor, despresurización de reactores y de intercambio de calor [11], y en aplicaciones más puntuales como la generación de energía en reactores nucleares, refrigeración, aire acondicionado y refrigeración de mecanismos de electrónica de potencia [12].

1.2.2. Intercambiador de calor

Los intercambiadores de calor son dispositivos que permiten realizar la tarea de transferencia de calor de un lugar a otro entre fluidos. En otras palabras, son máquinas térmicas que permiten remover calor de un lugar o fluido y ceder a otros para cumplir una determinada aplicación [13].

Algunos tipos de intercambiadores de calor permiten que exista la transferencia de energía calorífica sin que las sustancias se mezclen entre sí. Estos sistemas de transferencia de calor comprenden la convección en los fluidos y conducción en las paredes que separa a los mismos [13]-[14].

Los tipos de intercambiadores existen para muchas aplicaciones, tipos de materiales, accesorios, configuraciones de los equipos y otros aspectos, así como el acoplamiento de todos los accesorios para cumplir la necesidad deseada, todo esto lleva a la creación de diferentes tipos de intercambiadores de calor [14].

- Clasificación según su operación:

Existen algunas formas para categorizar los tipos de intercambiadores, una de las maneras utilizadas es según la dirección del movimiento de los fluidos, que determina su tipo de operación [13].

- Intercambiador tipo mezcla:

Este tipo de intercambiador se conoce como cámara de mezclado, esta configuración trabaja bajo la modalidad de contacto directo, consiste en establecer la transferencia de calor entre dos fluidos o sustancias que deben estar en diferentes fases; es decir: líquido y gas, de manera que al ingresar al intercambiador exista una mezcla física completa entre las sustancias, como se muestra en la Figura 1. Las modalidades de mezclado son: por chorro, inyección y turbulencia. Siendo los dos primeros, objeto de análisis en este trabajo [15]-[16].

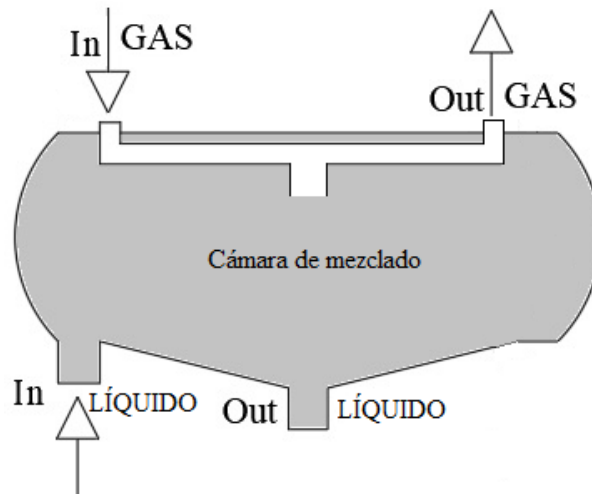


Figura 1. Intercambiador de calor de mezcla. [17]

1.2.3. Condensadores de vapor

Estos sistemas son muy importantes en instalaciones de generación de potencia, consideradas como un componente fundamental en el ciclo del vapor. Se puede reutilizar el fluido agua, el cual es utilizado como vapor para poder calentar o dar potencia a otro líquido, lo que induce a una reutilización de la sustancia, que se puede interpretar como ahorro en el consumo e incurren en menores costos de operación. Entre los diferentes diseños de condensadores el más común es el de paso transversal simple como se muestra en la Figura 2, el mismo que es usado en las instalaciones de generación de potencia. El agua pasa de un extremo al otro una sola vez y el vapor de agua fluye alrededor de los tubos para que se dé la transferencia de calor [13].

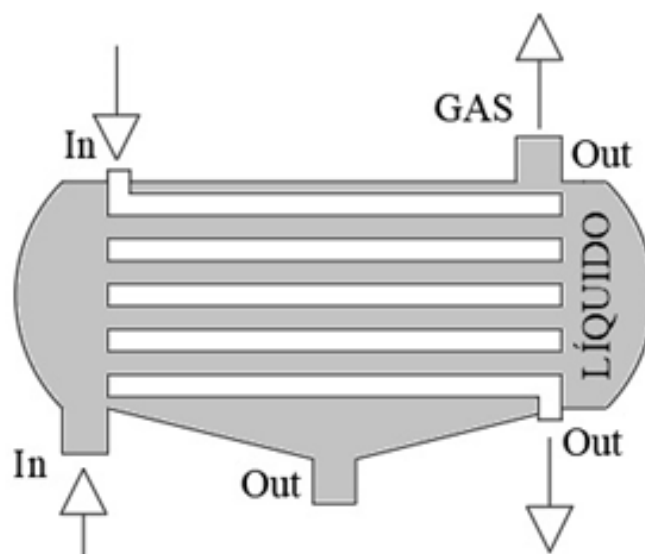


Figura 2. Condensador de vapor. [13]

En la presente investigación, el sistema de dos fluidos que es agua líquida y vapor condensado, se representa de manera directa con un reservorio y un sistema de inyección adyacente. Dentro de la clasificación de los condensadores se encuentra varios tipos de acuerdo a su tipo de configuración, geometría, capacidad, tipo de funcionamiento y forma de construcción. Bajo esta clasificación se detalla a continuación, el funcionamiento de un condensador por contacto directo (CD) que pertenece a la categoría de condensadores por su tipo de funcionamiento [18].

Los condensadores por CD operan o funcionan bajo tres etapas en su ciclo de trabajo que son: etapa inicial, de trabajo y de expulsión.

- a) Etapa inicial: Se refiere a cómo van a estar las sustancias al iniciar la condensación y la forma en la cual el líquido y el vapor se ponen en contacto; estas pueden ser dos: en la primera, la sustancia líquida está contenida en el tanque del condensador y la sustancia gaseosa ingresa inyectada por chorro o por turbulencia y la segunda en la que ambas sustancias ingresan a la cámara de condensado al mismo momento. La denominación del condensador en esta etapa se conoce como de chorro o doble chorro si una o dos sustancias son inyectadas al sistema.
- b) Etapa de trabajo: Se refiere al instante en que se realiza el fenómeno de condensación, en este estado es de primordial control los volúmenes de las sustancias, diferenciales de temperatura y de presión, y la velocidad de ingreso de las sustancias. La denominación del condensador en esta etapa es vacío reducido cuando varía la presión y no el volumen de las sustancias y de vacío elevado cuando varía la presión y el volumen de los fluidos.
- c) Etapa de expulsión: Se refiere al desahogo de la sustancia resultante del sistema, esta etapa es importante debido a la variación de presión y de volumen que surge dentro del condensador, lo que obliga a retirar el fluido condensado para mantener los parámetros de funcionamiento estables o dentro de los estándares permitidos, existen tres modalidades de expulsión que son: por bomba para todas las sustancias, por bomba solo para fluidos no condensados y por acción cinética. La denominación que corresponde a cada modalidad se conoce como bajo nivel para el uso de bomba y de sifón cuando no se usa bomba en la expulsión.

Al definir las etapas de trabajo se puede establecer el modelo de condensador a utilizar, denominado: condensador de chorro de vacío reducido de sifón, comercialmente conocido como condensador de chorro simple. No es necesario mencionar condensador de contacto directo, debido que al incluir la palabra “de chorro” en el nombre, se entiende que trabaja bajo dicha modalidad [19].

1.2.4. Flujo de calor

La frase flujo de calor junto a adición, generación, rechazo, almacenamiento, ganancia o pérdida de calor son semejantes y se pueden entender de igual manera al igualar el significado de calor por el de energía térmica. Se destaca que al hablar de flujo de calor se hace referencia a la manera específica de la transferencia de energía térmica, no al flujo de una sustancia llamada calor, debido que, a lo que se denomina calor se conoce como una propiedad de las sustancias [14].

De manera puntual y bajo el estudio de la energía, el flujo de calor es la razón de transferencia de energía térmica por unidad de área en dirección perpendicular a la dirección y sentido de esa transferencia [14].

Del mismo modo se puede interpretar como la velocidad con la que se transfiere el calor en una determinada dirección de movimiento, por una superficie unitaria perpendicular a la dirección de intercambio de calor [2]-[17].

1.2.5. Estado líquido y gaseoso

Los estados líquido y gaseoso son dos de los cuatro estados propios de las sustancias y materiales en la naturaleza, al hablar de los líquidos se consideran particularidades establecidas como volúmenes definidos, aunque sin forma determinada, en cuanto a los gases, se consideran sin formas y sin volúmenes definidos. La semejanza entre estos dos estados viene dada por el hecho de que pueden fluir o moverse, generando innumerables aplicaciones y estudios en la ciencia e ingeniería [21]. Es importante aclarar que en las sustancias en estado líquido y gaseoso, el espacio intermolecular es mayor que el de las sustancias en estado sólido, el movimiento de las moléculas es más aleatorio, debido a esto el cambio de energía térmica es menos efectivo; es importante mencionar estas diferencias debido a que influyen en el comportamiento térmico de las sustancias mientras ocurre el fenómeno de condensación [2].

1.2.6. Tobera

Es un dispositivo que aumenta la velocidad de salida de un fluido, debido a que se requiere alcanzar condiciones de velocidad supersónica, se limita el análisis de toberas a las de toberas supersónicas. Esta se caracteriza en su forma: por el aumento del área de la sección transversal en la salida del flujo o área de salida, en boquillas de tipo tobera no existe una tasa de intercambio de calor por su alta velocidad y por la inexistencia del tiempo necesario para que exista el fenómeno de transferencia de calor de magnitud considerable. En una tobera el trabajo no implica, es decir, no absorbe ni cede trabajo, incluso no existen cambios de energía potencial que sean significantes. En contraste, lo que es importante en este tipo de instrumentos, es la variación de energía cinética dado por sus grandes cambios en la velocidad [22].

Dentro de la clasificación de las boquillas tipo toberas existen varios grupos que dependen de su geometría, tamaño, forma de salida de fluidos, aplicaciones e incluso materiales de fabricación [23]-[24], a continuación, se mencionan dos tipos de toberas, las cuales son objeto de este estudio, las mismas que permiten alcanzar la condición y los parámetros de salidas supersónicas y son:

- Tobera convergente – divergente y
- Tobera tipo flauta.

1.2.6.1. Tobera convergente – divergente

Estas toberas reciben un nombre determinado según la aplicación en la que se la utiliza, por ejemplo las toberas convergentes – divergentes usadas para distribuir diésel en motores de automóviles se denominan inyectores, también al conjunto de turbina y tobera convergente – divergente que se usan en aviones supersónicos se denominan motorreactores o turborreactores [25], como se presenta en la Figura 3. Se utilizan en varias aplicaciones de la ingeniería las cuales son turbinas de gas y de vapor, sistemas de propulsión de aviones, vehículos espaciales, entre otros. Se caracterizan por que la contrapresión al final de la tobera debe disminuir y así aumenta la velocidad del fluido hasta la velocidad del sonido en la salida de la tobera, también aumenta el flujo másico llegando a un valor máximo, dicho valor depende de cada situación, donde se puede observar y determinar que el flujo se ahoga o limita.

Se puede determinar, que en un fluido que se encuentra en una tobera, el flujo másico está en función de las propiedades de estancamiento del fluido, el área del flujo y el número de Mach [26].

La presión y la temperatura de estancamiento se pueden determinar bajo análisis de las condiciones de entrada y salida, así como el máximo flujo másico a través de una tobera. Es decir, al modificar su presión, la temperatura de estancamiento o el área de la garganta, se puede modificar para controlar el flujo másico [27]-[28]

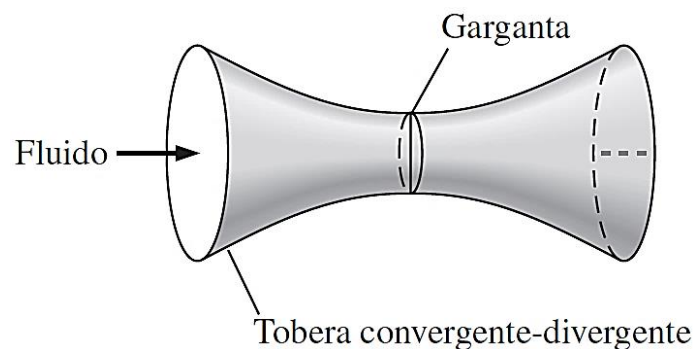


Figura 3. Tobera convergente – divergente. [22]

1.2.6.2. Tobera tipo flauta

Este tipo de tobera se categoriza por la forma de salida del fluido, semejante al caso anterior de toberas convergentes – divergentes, se les otorga una denominación acorde a su aplicación, de las cuales, las más comunes son la flauta taladrada y el atomizador, ambos de vapor [27]-[29]. Es un tubo con orificios como se aprecia en la Figura 4, la cual ha permitido distribuir el vapor de agua de manera directa en varias secciones, las cuales pueden ser cóncavas o convexas, además de extremos redondeados o rectangulares [28].

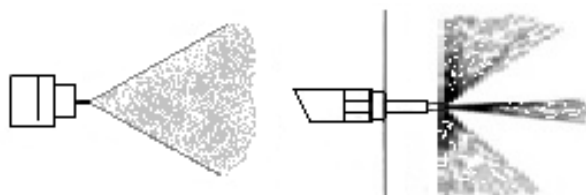


Figura 4. Tobera tipo flauta. [28]

1.2.7. ANSYS

Es un programa computacional que brinda herramientas de simulación y análisis bajo metodologías por análisis por elementos finitos, FEA por sus siglas en inglés.

Su principal enfoque está en la simulación de ingeniería para análisis de comportamientos lo más cercano a la realidad, añadiendo su estructura computacional que permite el trabajo en ocho categorías de las ciencias e ingeniería que son: fluidos, estructuras, electrónica, semiconductores, sistemas lógicos y computacionales, sistemas multifísicos, plataformas y software embebidos [30].

1.2.8. Computational Fluids Dynamics

Esta herramienta que trabaja mediante metodologías FEA es parte del paquete computacional de softwares como ANSYS, Catia y Solid Works, ofrece flexibilidad al trabajar con fluidos en movimiento, precisión y amplitud en sus cálculos, es decir, confiabilidad en los valores y datos numéricos objetos de cálculo. Esta herramienta no solo sirve para expertos o proyectos grandes como diseñar naves espaciales o autos de carreras, es igual de útil en proyectos pequeños [31].

Con la ayuda del paquete CFD de ANSYS, llamado ANSYS Fluent se pueden obtener resultados rápidos para aplicaciones de fluidos o de multifísica, con la mejor solidez y precisión en la industria. No solo se enfoca en lo que se posee en la actualidad, sino incluye lo que viene en el futuro.

Como se mencionó antes, este software es el mejor para cualquier tipo de aplicación. Las particularidades de esta herramienta destacan por su flexibilidad en el modelado, el mallado, el entorno y la interfaz del usuario, la computación de alto rendimiento y el destacado post-procesamiento, sin afectar a la precisión de los resultados obtenidos [32].

CFD se puede utilizar para el caso de condensación de sustancias en tanques, utilizando volumen de fluido (VOF), que es un modelo multifásico que brinda CFD, para obtener resultados de llenado de tanques, fenómenos térmicos, físicos, análisis estáticos y dinámicos del fenómeno [33].

1.3. Conclusiones del capítulo

Se mencionó que de todos los métodos de condensación se usará el método de contacto directo, que consiste en mezclar las dos sustancias, que serán agua y vapor de agua, para realizar la condensación por el diferencial de temperaturas.

Se detalla a las toberas como instrumentos que permiten obtener condiciones de trabajo dentro del rango supersónico, para lo cual se profundiza en las toberas convergentes - divergentes y en las toberas tipo flauta.

CAPÍTULO II

ANÁLISIS ANALÍTICO

En este capítulo se detallan las características de los instrumentos que conforman el condensador: tanque, tobera convergente – divergente y flauta de vapor, los cuales son necesarios para realizar el análisis del fenómeno, se procede a definir medidas y geometrías del tanque, así como los modelos de tobera convergente - divergente y flauta de vapor.

Se presenta de igual manera los parámetros físicos necesarios para ejecutar el fenómeno de DCC, entre los que se puede mencionar a la temperatura, presión, velocidad, geometría y volúmenes, además de parámetros termodinámicos dados por las condiciones físicas, tanto de las sustancias como del equipo condensador.

Se establecen las fórmulas y ecuaciones necesarias como base para el respectivo análisis numérico y simulación en el próximo capítulo.

2.1. Condensador de chorro de vacío reducido de sifón

Al elegir un condensador de chorro de vacío reducido de sifón se pueden determinar parámetros geométricos necesarios para su funcionamiento y los instrumentos a utilizar en el desarrollo de la investigación, que son el reservorio o tanque y los eyectores que comprende a la flauta de vapor y la tobera convergente - divergente.

Se considera importante mencionar que cada elemento tiene su denominación apropiada, que en conjunto entre ellas forman un único equipo condensador, dicho esto, se restringe la estructura del condensador para este estudio en: tanque y grupo de eyectores.

2.1.1. Tanque

Es el reservorio donde va a ocurrir el fenómeno de condensación, se caracteriza por ser el lugar en el cual va a estar confinada la sustancia líquida y donde van a interactuar las sustancias al encontrarse, el espacio confinado interior se conoce como cámara de condensado [33].

El tanque posee una forma cilíndrica, con base esférica y cabeza plana, las dimensiones son: altura (h_t) de 1,5 m y diámetros de (D_t) de 0,75 m, (d_t) de 0,734 m, el espesor (e_t) de la pared es de 0,008 m. En la Figura 5 se presenta un modelo de la geometría del tanque.

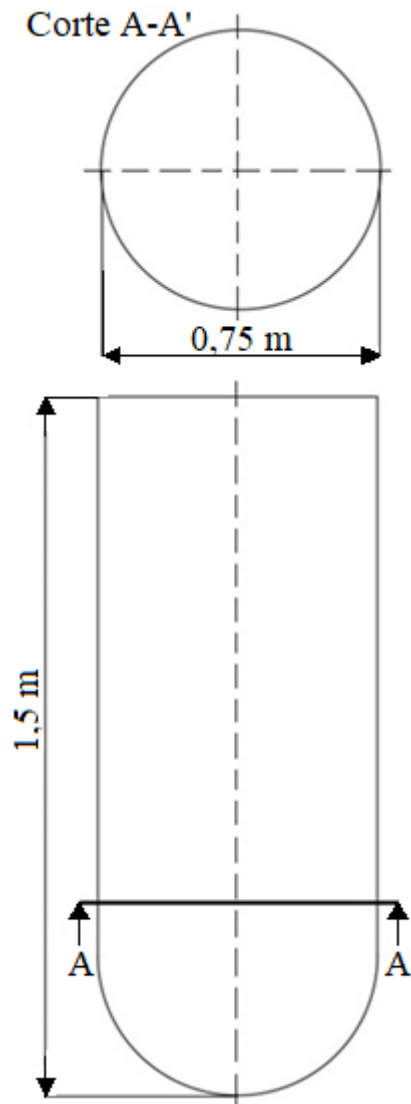


Figura 5. Tanque. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Una vez modelada la geometría del tanque se pueden obtener los siguientes datos:

- Volumen (V_t): $0,683 \text{ m}^3$
- Área superficial interior (A_{i_t}): $3,440 \text{ m}^2$
- Área superficial exterior (A_{e_t}): $3,534 \text{ m}^2$

El tanque es realizado en acero al carbono de carácter industrial, a continuación, en la Tabla 1 se presenta un extracto del Anexo 1, en la cual se definen constantes físicas del material, necesarias para limitar las condiciones de trabajo basadas en las tolerancias del material.

Tabla 1
Constantes físicas del acero. [34]

Material	Módulo de elasticidad		Módulo de rigidez	
	Mpsi	GPa	Mpsi	GPa
Acero al carbono	30	207	11,5	79,3

2.1.2. Flauta de vapor IN15

La flauta de vapor es uno de los dos eyectores que a posterior se van a utilizar y se ha considerado el modelo de inyector de vapor IN15 fabricado por SpiraxSarco®, se ha escogido este eyector debido a su estabilidad de montaje, la forma de circulación inducida que asegura una buena mezcla y debido a que evita la estratificación del diferencial térmico, a continuación, se presenta información necesaria del elemento.



Figura 6. Flauta de vapor. [35]

La flauta de vapor es fabricada de acero inoxidable austenítico ASTM A351 CF3M [36], se presenta en la Figura 7 el diseño CAD de la flauta de vapor.



Figura 7. Flauta de vapor diseño CAD. [37]

Es importante conocer las dimensiones y características de la flauta de vapor detalladas en la Tabla 2.

Tabla 2
Dimensiones flauta de vapor. [36]

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro interno	0,0127	m
Diámetro externo	0,028	m
Longitud	0,205	m
Peso	0,4	kg

En la Figura 8 se detallan las dimensiones de las salidas del aspersor, que son seis, ubicadas en forma radial equidistante, alrededor del cuerpo de la flauta de diámetro exterior de 0,028 m [38].

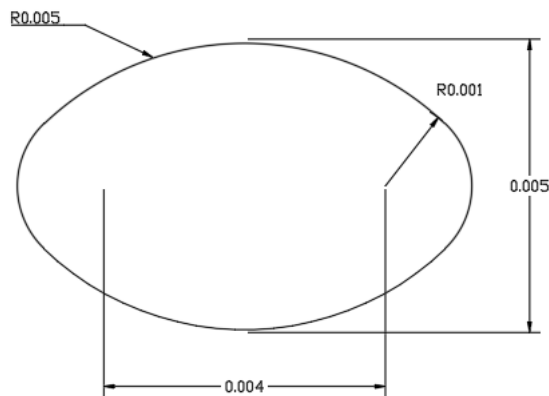


Figura 8. Aspersor de la flauta. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Los parámetros de funcionamiento de la Tabla 3 son obtenidos a partir del Anexo 2 donde se muestran las condiciones límites de trabajo de la flauta de vapor.

Tabla 3
Condiciones límite flauta de vapor. [36]

Condiciones Límite	
Diseño del cuerpo	PN25
Presión mínima de trabajo	0,5 bar r
Condiciones máximas de vapor saturado	17 bar r a 207 °C
Temperatura máxima de líquido a calentar (tanque/recipiente venteado a la atmósfera)	90 °C

La Tabla 4, como extracto del Anexo 3, indica parámetros de funcionamiento en condiciones no límites.

Tabla 4.
Información técnica flauta de vapor. [36]

Información técnica IN15	
Tipo de inyector	IN15
Kv válvula	2,58
Rango de temperatura	20 °C - 110 °C
Rango de presión	2 bar - 13 bar
Capacidad vapor saturado a 4 bar	84 kg/h

Los inyectores IN15 son usados en el calentamiento y desaireación de tanques o reservorios de alimentación para calderas y sistemas térmicos. Así también en sistemas y equipos de calentamiento mediante vapor de agua y otras sustancias líquidas. Es común utilizarlo en sistemas de espacio reducido debido a la facilidad de montaje directo en las paredes del tanque o en zonas de soldadura [36].

2.1.3. Tobera convergente – divergente IN40M

La tobera convergente – divergente es el segundo eyector que se va a utilizar en el análisis del fenómeno de condensación. Se ha decidido seleccionar la tobera IN40M fabricada por SpiraxSarco® debido a que es la que permite mejores prestaciones en relación a su tamaño.



Figura 9. Tobera convergente - divergente. [35]

La tobera convergente - divergente es fabricada de acero inoxidable austenítico ASTM A351 CF3M [36], en la Figura 10 se aprecia la vista lateral en diseño CAD.

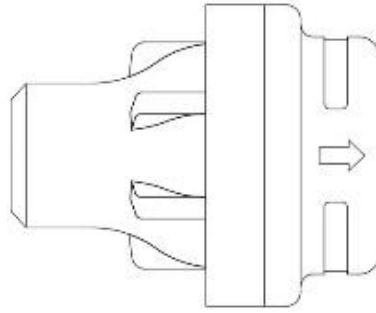


Figura 10. Tobera convergente – divergente diseño CAD. [37]

En la Tabla 5 se muestran las dimensiones de la tobera.

Tabla 5
Dimensiones tobera convergente - divergente. [36]

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro interno	0,0381	m
Diámetro externo	0,088	m
Longitud	0,115	m
Peso	1,6	kg

En la Figura 11 se aprecia la forma y la dimensión de la salida de los 8 aspersores ubicados en forma radial, en la cara exterior de la tobera [38].

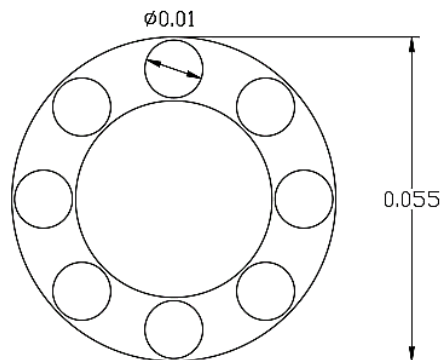


Figura 11. Aspersor de la tobera. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Tabla 6, obtenida a partir del Anexo 2, se señalan las condiciones límites de funcionamiento de la tobera convergente - divergente.

Tabla 6
Condiciones límite tobera convergente - divergente. [36]

Condiciones Límite	
Diseño del cuerpo	PN25
Presión mínima de trabajo	0,5 bar r
Condiciones máximas de vapor saturado	17 bar r a 207 °C
Temperatura máxima de líquido a calentar (tanque/recipientes venteados a la atmósfera)	90 °C

En la Tabla 7 se resumen valores propuestos en el Anexo 3, los cuales indican parámetros de funcionamiento en condiciones no límites.

Tabla 7
Información técnica tobera convergente- divergente. [36]

Información técnica IN40M	
Tipo de inyector	IN40M
Kv válvula	16,48
Rango de temperatura	40 °C - 105 °C
Rango de presión	2 bar - 13 bar
Capacidad vapor saturado a 4 bar	970 kg/h

Es importante determinar los parámetros de funcionamiento dentro de la sección convergente - divergente para conocer condiciones de salida de la tobera. Para la validación de la tobera convergente – divergente, se ha usado un software de diseño de toberas desarrollado por el DAOE-Vtech que es el departamento de ingeniería oceánica y aeroespacial del Instituto Politécnico de Virginia, para validar el comportamiento del chorro a través de la sección de expulsión.

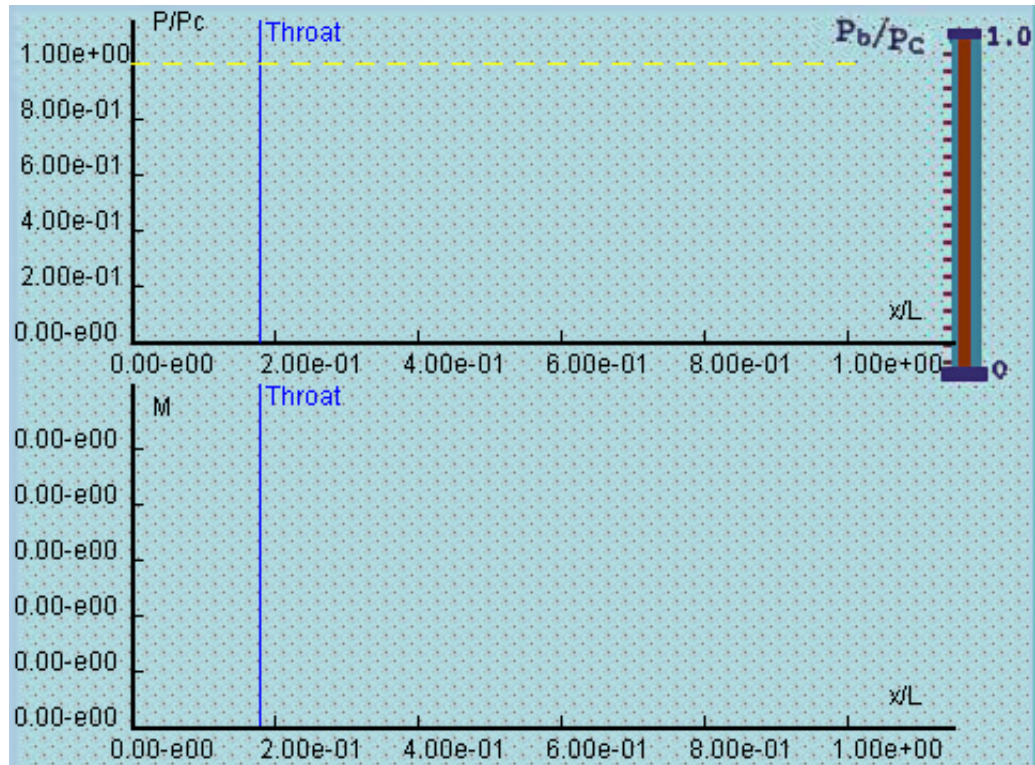


Figura 12. Software "Convergent-Divergent Nozzle. [39]

En la Figura 13 se puede apreciar un corte lateral de un orificio del eyector donde se detallan las dimensiones de la geometría convergente - divergente, denominada geometría laval.

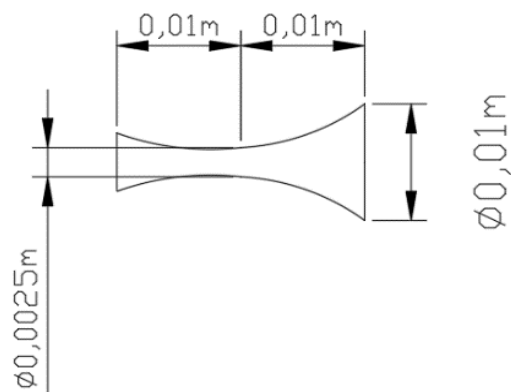


Figura 13. Geometría laval. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 14, se presenta un esquema de la tobera.

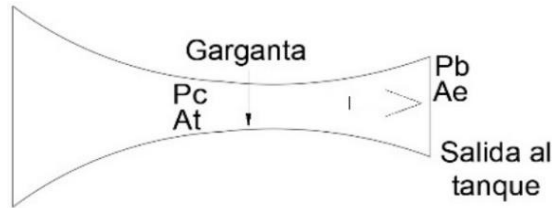


Figura 14. Esquema laval. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Para validar la tobera se necesita de valores propios de la tobera IN40M como son A_e/A_t , que es la relación entre área de la garganta (A_t) y área de expulsión (A_e); P_b/P_c es la relación de presiones a la entrada o presión de expulsión (P_c) y la presión de salida (P_b) definida como la presión atmosférica en la ciudad de Quito [40] y k que es la constante del vapor en las condiciones de trabajo, obtenida del Anexo 8 [22]-[41].

En la Tabla 8 se presentan los valores necesarios.

Tabla 8
Datos de validación de tobera.

A_e [m]	A_t [m]	A_e/A_t	P_b [MPa]	P_c [MPa]	P_b/P_c	k
7,853e-05	4,908e-06	16	0,07183	0,4	0,179575	1,327

Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Una vez configurada la geometría se puede determinar el comportamiento térmico dentro del eyector, el parámetro k y la relación de presiones son necesarios para proceder a correr el simulador, en la Figura 15 se aprecian los resultados obtenidos.

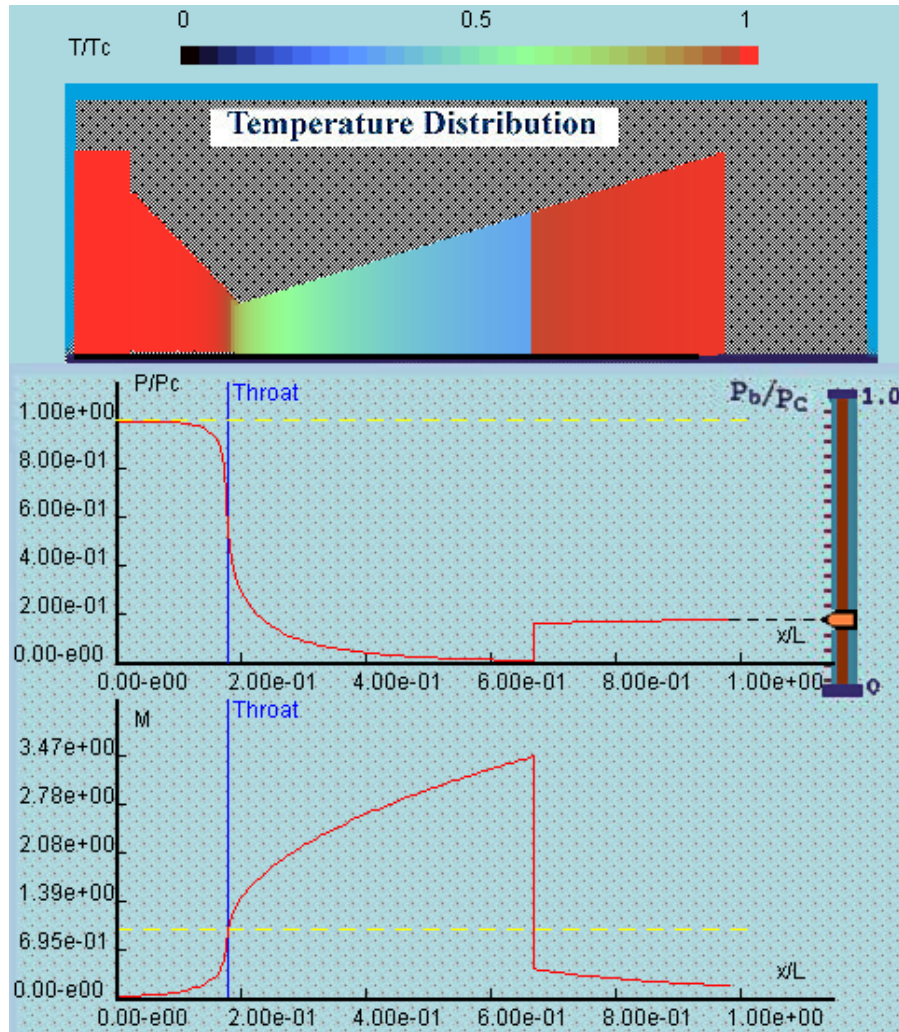


Figura 15. Validación. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En el primer recuadro Temperature Distribution se obtiene una gráfica con la forma de la tobera indicando la distribución de temperatura de forma equitativa, se puede notar que la variación de color es mínima, lo que significa que la distribución de temperatura se comporta cualitativamente [41]. Se puede observar la presión en función de la distancia de recorrido del chorro, donde se aprecia que la contrapresión es baja y que la caída de presión del chorro desde la garganta hasta la salida es gradual y pareja, de igual manera es importante denotar que no existen caídas considerables de presión dentro de la zona divergente, junto a esto se puede apreciar la relación del número de Mach (N_M) con la longitud, donde se obtiene que el chorro al salir de la tobera alcanza un valor de $N_M = 1.91$, tomado de la hoja de datos de la Figura 16, se presenta el Anexo 4, que es el resultado completo de los valores de transporte a través de la tobera.

Index	X	A/At	M	P/Pc	T/Tc
51	7.300e+001	1.433e+000	1.768e+000	1.874e-001	6.619e-001
52	7.600e+001	1.453e+000	1.785e+000	1.824e-001	6.575e-001
53	7.900e+001	1.473e+000	1.802e+000	1.777e-001	6.533e-001
54	8.200e+001	1.493e+000	1.818e+000	1.731e-001	6.491e-001
55	8.500e+001	1.513e+000	1.835e+000	1.688e-001	6.450e-001
56	8.800e+001	1.534e+000	1.851e+000	1.646e-001	6.411e-001
57	9.100e+001	1.554e+000	1.866e+000	1.605e-001	6.371e-001
58	9.400e+001	1.575e+000	1.882e+000	1.566e-001	6.333e-001
59	9.700e+001	1.596e+000	1.897e+000	1.529e-001	6.295e-001
60	1.000e+002	1.617e+000	1.912e+000	1.493e-001	6.258e-001
61	1.030e+002	1.638e+000	1.927e+000	1.458e-001	6.222e-001
62	1.060e+002	1.659e+000	1.942e+000	1.424e-001	6.186e-001
63	1.090e+002	1.681e+000	1.956e+000	1.392e-001	6.151e-001
64	1.120e+002	1.702e+000	1.971e+000	1.360e-001	6.117e-001
65	1.150e+002	1.724e+000	1.985e+000	1.330e-001	6.083e-001
66	1.180e+002	1.746e+000	1.999e+000	1.301e-001	6.049e-001
67	1.210e+002	1.768e+000	2.012e+000	1.272e-001	6.016e-001
68	1.240e+002	1.790e+000	2.026e+000	1.245e-001	5.984e-001
69	1.270e+002	1.812e+000	2.039e+000	1.218e-001	5.952e-001
70	1.300e+002	1.835e+000	2.053e+000	1.192e-001	5.921e-001
71	1.330e+002	1.857e+000	2.066e+000	1.167e-001	5.890e-001

Figura 16. Tabla de resultados. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Por otra parte, se menciona las cualidades del chorro como Choked Flow que significa flujo ahogado, Over expanded sobre expandido y Shock waves in jet acerca de que existen ondas de choque en el chorro. Estas tres cualidades del comportamiento confirman la existencia de chorro supersónico, basado en el literal (e) del Anexo 5, donde se muestran los comportamientos de chorros en distintos estados de expulsión. Los inyectores IN40M al igual que los IN15 son usados en el calentamiento y desaireación de tanques o reservorios de alimentación para calderas y sistemas térmicos. Incluido los sistemas y equipos de calentamiento mediante vapor de agua y otras sustancias líquidas. La aplicación particular se da en sistemas que manejan grandes flujos de vapor a altas velocidades de transporte [36].

2.2. Sustancias de condensación

Se elige el vapor de agua sobresaturado como la sustancia gaseosa debido que al permanecer en el instrumento eyector y en el momento en que ingresa al tanque es aún una sustancia que no está a punto de condensarse, el agua líquida se ha escogido como la sustancia en estado líquido. Una vez que el vapor de agua se estabilice del proceso de eyección dentro del tanque, debido al diferencial de temperatura y de presión pasa a ser vapor saturado de agua, que está próximo a condensarse [22].

2.2.1. Parámetros del vapor de agua

El vapor de agua sobresaturado va a ingresar a una temperatura de 150 °C y a la presión recomendada por el fabricante del tanque que corresponde a 0,40 MPa dentro del tanque y en el vapor inyectado. La Tabla 9 detalla los parámetros térmicos del vapor en esta temperatura y presión, los datos completos se presentan en el Anexo 6.

Tabla 9
Parámetros térmicos del vapor. [22]

P_v MPa	T_v °C	v_v $m^3 \cdot kg^{-1}$	u_v $kJ \cdot kg^{-1}$	h_v $kJ \cdot kg^{-1}$	s_v $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
0,4	150	0,47088	2564,4	2752,8	6,9306

2.2.2. Parámetros del agua líquida

El agua contenida en el tanque se encuentra a una temperatura de 16,9 °C, que es la temperatura promedio en la ciudad de Quito [42]. En la Tabla 10 se presentan los parámetros térmicos del agua a 16,9 °C, obtenidos bajo el método de interpolación lineal de la tabla de valores dados en el Anexo 7, necesarios para configurar el estado inicial en el análisis numérico.

Tabla 10
Parámetros térmicos del agua. [22]

v_f $m^3 \cdot kg^{-1}$	v_g $m^3 \cdot kg^{-1}$	u_f $kJ \cdot kg^{-1}$	u_g $kJ \cdot kg^{-1}$	h_f $kJ \cdot kg^{-1}$	h_g $kJ \cdot kg^{-1}$	s_f $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	s_g $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
0,00100138	70,2382	70,9345	2398,08	70,93654	2531,758	0,25186	8,736904

2.3. Etapa inicial de condensación

Como se mencionó, la etapa inicial se caracteriza por ser el instante en que las sustancias van a ingresar al condensador, es importante aclarar conceptos y definir parámetros de las sustancias bajo dos requisitos, los cuales son:

- Eyección a velocidad supersónica y
- Condiciones de trabajo de los eyectores.

2.3.1. Eyección a velocidad supersónica

Para lograr que el flujo alcance una magnitud de velocidad mayor a la del sonido se deben considerar la geometría de salida y los parámetros de funcionamiento de la tobera convergente - divergente, la definición de un flujo supersónico, el número de Mach y número de Reynolds, todos para el momento de inyección de la tobera convergente - divergente.

Para el caso de inyección por medio de la flauta de vapor solo es necesario determinar parámetros de salida, ya detallados en la sección 2.1.2. y el número de Reynolds que se presenta en la sección 2.3.4. junto al estudio de la tobera convergente - divergente.

2.3.2. Flujo supersónico

El flujo supersónico se genera cuando un fluido se traslada bajo parámetros determinados de movimiento, entre estos cabe mencionar el área de salida, la sección de transporte, velocidades y presiones, tanto de entrada como de salida [43].

El principal requisito para alcanzar eyección supersónica es la sección de transporte, estudios realizados por Lo y Kontis [44], demuestran que la única sección posible para llegar a una condición supersónica es la configuración convergente - divergente, confirmado por análisis experimentales y numéricos por Mott [45].

2.3.3. Número de Mach

Algunos parámetros importantes que involucran a las variables de velocidad, fricción, presión y tipo de fluido se puede determinar bajo análisis de las condiciones de Mach (N_M) [46]. Se puede definir como el cociente entre la velocidad del objeto con la velocidad del sonido en el medio donde se encuentra este objeto. Cuando el flujo se encuentra a la velocidad del sonido el número de Mach es igual a uno, para condiciones supersónicas el número de Mach debe ser mayor a uno [45]. Este número ofrece la ventaja de saber cuál es la velocidad de un objeto sin unidades, comparando dicha velocidad con la velocidad del sonido,

tomando en cuenta que la velocidad del sonido varía dependiendo del medio y de las condiciones en donde se encuentra [47]. Clasificación de las velocidades de vuelo según el número de Mach [48]:

- Subsónico $0 < N_M < 0,7$
- Transónico $0,7 < N_M < 1,2$
- Supersónico $1,2 < N_M < 5$
- Hipersónico $5 < N_M$

Una consideración importante del número de Mach, se encuentra en la relación que existe con la compresibilidad de un gas, si el número de Mach es menor de 0,3 se lo llama flujo incompresible [45]. El número de Mach se define con la Ecuación 1, expresada en $m \cdot s^{-1}$, donde V es la velocidad del vapor a la salida de los eyectores y c es la velocidad del sonido [49].

$$N_M = \frac{V}{c} \quad [\text{Ec. 1}]$$

Es necesario previa la determinación de N_M , hallar el peso específico del vapor en las condiciones de trabajo, debido a que la velocidad del sonido varía según el medio en el que se analiza, la Ecuación 2 permite determinar el valor del peso específico en función de la presión del entorno, v_v es el volumen del vapor y γ_v es el peso específico del vapor [50].

$$\gamma_v = \frac{1}{v_v} \left(\frac{P_b}{P_c} \right)^{\frac{1}{K}} \quad [\text{Ec. 2}]$$

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación 2 se puede determinar el valor del peso específico.

$$\gamma_v = \frac{1}{0,47088 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}} \left(\frac{0,07183 \text{ MPa}}{0,40 \text{ MPa}} \right)^{\frac{1}{1,327}}$$

$$\gamma_v = 0,5822 \text{ kgf} \cdot \text{m}^{-3}$$

Una vez obtenido el peso específico del vapor al ingresar al tanque se puede determinar la velocidad del sonido requerida, para el cálculo se debe comparar entre dos puntos: inicial (1) que es el punto donde el vapor ingresa al eyector y el final (2) que es el punto donde el vapor sale del eyector para ingresar al tanque, mediante la Ecuación 3 se procede a calcular la velocidad del sonido.

$$c = \sqrt{\frac{k \cdot g \cdot P_b}{\gamma_v}} \quad [\text{Ec. 3}]$$

Y reemplazando los datos ya definidos en la Ecuación 2 es posible hallar la velocidad del sonido c .

$$c = \sqrt{\frac{1,327 \cdot 9,8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot 0,07183 \text{ MPa}}{0,5822 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}}$$

$$c = 1266,6279 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

Ya calculado el valor de la velocidad del sonido en la salida y el valor del número de Mach se determina la velocidad de salida del flujo, a partir de la Ecuación 1

$$1,91 = \frac{V_s}{1266,6279 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}}$$

$$V_s = 2419,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

2.3.4. Número de Reynolds

Es una magnitud adimensional que permite determinar el comportamiento de un flujo en movimiento a través de una tubería, estos comportamientos pueden ser laminar y turbulento. En física se define como la relación entre la fuerza inercial y la fuerza de viscosidad de un fluido, representadas por la segunda ley de Newton [45]. Al aumentar el paso de un flujo por una sección transversal, aumenta la velocidad y por consiguiente el caudal, esto induce un aumento en el número de Reynolds (N_R), según Mataix [47], se define como una relación directa entre la cantidad de flujo con el área de salida del fluido, en contexto, se interpretan

condiciones numéricas para definir el movimiento de la sustancia como laminar o turbulento. Al analizar las secciones de transporte para un determinado flujo se pueden interpretar dos comportamientos, cuando las secciones son iguales y cuando son diferentes entre sí, dando origen a los comportamientos laminares y turbulentos, las diferencias consisten en variaciones de velocidad, dirección, parámetros termodinámicos y fuerzas de movimiento. El movimiento laminar se puede generar cuando: un fluido es muy viscoso, presenta baja velocidad, existen tuberías de transporte de diámetros pequeños, el movimiento es permanente y uniforme, se puede decir que este movimiento es ordenado, mientras que el movimiento turbulento puede originarse cuando: un fluido es poco viscoso, tiene alta velocidad de transportación, se mueve a través de tuberías de diámetros grandes y dicho movimiento es permanente y uniforme. Se caracteriza por ser un movimiento caótico, donde las partículas se entrecruzan y forman remolinos pequeños [47]. Se puede definir al flujo como laminar si N_R es menor que 2000 y turbulento si es mayor a 4000, un valor dentro de estos rangos se considera como zona crítica [45].

Se presenta a continuación la Ecuación 4 que permite el cálculo del número de Reynolds de un chorro de fluido [45].

$$N_R = \frac{V_s \cdot D_e \cdot \rho_v}{\eta_v} \quad [\text{Ec. 4}]$$

Los términos se expresan en: $V_s = [\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$, $D_e = [\text{m}]$, $\eta_v = [\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}]$ y $\rho_v = [\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}]$.

Para el cálculo de los dos eyectores η y ρ son iguales, la Tabla 11 muestra sus respectivos valores.

Tabla 11
Viscosidad y densidad del vapor. [51]

Viscosidad [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$]	Densidad [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$].
13,7704·10 ⁻⁶	2,16053

La velocidad y el diámetro de salida varía según el caso, se presenta el cálculo del número de Reynolds a partir de la Ecuación 4, representando el número de Reynolds como N_{R-T} y N_{R-F} para el caso de tobera y flauta respectivamente.

Para tobera convergente - divergente:

$$N_{R-T} = \frac{2419,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot 0,01 \text{ m} \cdot 2,16053 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{13,7704 \cdot 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}}$$

$$N_{R-T} = 3,795 \text{ e} + 06$$

Para flauta de vapor:

$$N_{R-T} = \frac{500 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot 0,005 \text{ m} \cdot 2,16053 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{13,7704 \cdot 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}}$$

$$N_{R-F} = 0,3922 \text{ e} + 06$$

Se puede considerar flujo turbulento para ambos casos.

2.3.5. Condiciones de trabajo de los eyectores

Los eyectores irán colocados en la parte superior del tanque de forma vertical y equidistantes entre sí, el área de salida de flujo para la tobera es de $6,28\text{e-}04 \text{ m}^2$ y de $1,77\text{e-}04 \text{ m}^2$ para la flauta de vapor, la temperatura y presión de salida se definió en la sección 2.2. la velocidad de salida del flujo se estableció en la sección 2.3.3. para tobera y flauta de vapor, por último, se ha verificado que estos valores se encuentren dentro del rango de trabajo de los eyectores detallados en la sección flauta de vapor 2.1.2. y tobera convergente - divergente 2.1.3.

2.4. Etapa de trabajo de condensación

En esta etapa es donde va a ocurrir la transición de vapor a líquido del agua, debido a esto es necesario analizar por separado dos fenómenos, el de evaporación y condensación.

2.4.1. Evaporación y condensación

Los primeros experimentos para analizar el comportamiento de la evaporación y ebullición, se dieron sumergiendo en el agua placas metálicas calentadas por resistencias térmicas, donde burbujas se forman en la superficie de esta placa como consecuencia de la evaporación de agua en las proximidades. Es de conocer que el coeficiente de transferencia de calor es mucho mayor para la fase de evaporación. En la Figura 17 se puede apreciar la curva de ebullición, donde se encuentra la temperatura de la superficie sumergida vs el flujo de calor.

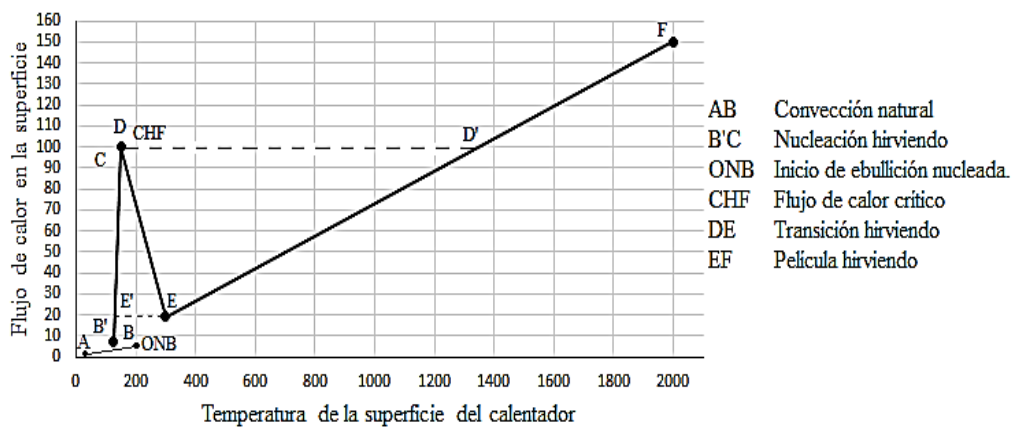


Figura 17. Curva de ebullición. [52]

Se reconocen las zonas:

- Región AB:

Existe la transferencia de calor por convección natural, en la que por diferencia de densidades debido al gradiente de temperatura el flujo tiene circulación cerca de la placa. Significa que en esta zona se pueden aplicar las ecuaciones de transferencia de calor por convección natural.

- Región B'C:

En esta región se reconoce a la nucleación por ebullición, se caracteriza por que el calor de la placa es suficiente para causar vaporización, es decir, la nucleación del vapor.

- Punto D:

Se denomina como flujo crítico de calor que marca el límite en el cual se da una restricción entre el líquido y el vapor tal que en la superficie de la placa no existe líquido debido a que se ha evaporado totalmente.

- Región DE:

En esta zona se forma una nube de vapor en las cercanías de la placa, se puede estudiar esta región asumiendo que el flujo de calor es constante en la superficie de la placa.

- Región EF:

En esta zona se forma una capa de vapor estable que formará a continuación burbujas espaciadas regularmente. La convección y conducción se hacen importantes en esta zona, así como también la radiación según aumenta la temperatura de la placa. Es necesario tener claras las variables de análisis de la transferencia de calor, que para el estudio del cambio de fase son: T_w , T_{sat} , T_e y α . En la práctica un leve exceso de temperatura de 10 °C a 15 °C, es suficiente para causar la ebullición bajo presión atmosférica. Las superficies con mayor rugosidad son mejores para la formación de burbujas como se observa en la Figura 18.

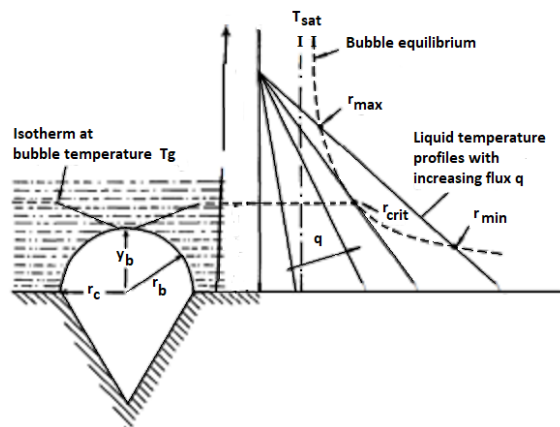


Figura 18. Superficie de rugosidad. [52]

Aquí explícitamente se observa que las temperaturas y el flujo del calor en una gota anclada momentáneamente a la superficie, están descritas por los radios de la misma.

2.4.2. Transferencia de calor en flujo multifásico

Para la transferencia de calor en flujo multifásico, la forma de las gotas, así como su distribución, tienen un aporte significativo en los coeficientes de calor, ya que son capaces de almacenar calor en su capa límite.

La curva de ebullición también se ve influenciada por estas cavidades que se forman en la superficie.

Región de nucleación por cambio de fase – B'C: En esta zona la temperatura de la superficie cambia lentamente a pesar de que existan grandes cantidades de calor, y se expresa con la Ecuación 5.

$$T_w = T_{sat} + \psi \dot{q}^m \quad [\text{Ec. 5}]$$

Donde ψ y m son constantes que dependen de las características del vapor y el líquido, aunque por lo general el valor de m está entre 0,3 – 0,33.

Aparece del mismo modo la correlación para la transferencia de calor en esta región, expresada en la Ecuación 6.

$$\alpha = \frac{1}{\psi} \dot{q}^{(1-m)} = A \dot{q}^n \quad [\text{Ec. 6}]$$

Donde n es aproximadamente 0,7 y consecuente de esto Rohsenow, et al [53], proponen para este punto la correlación de densidades mediante la Ecuación 7.

$$\frac{C_{p\ell} \Delta T_{sat}}{\Delta h_v} = C_{sf} \left\{ \frac{\dot{q}}{\eta_\ell \Delta h_v} \left[\frac{\sigma}{g_n (\rho_\ell - \rho_g)} \right]^{\frac{1}{2}} \right\}^r \left(\frac{C_p \eta}{\lambda} \right)_\ell^s \quad [\text{Ec. 7}]$$

Rohsenow [54], describe a C_{sf} como una constante que depende de las propiedades del líquido - vapor en el proceso de nucleación, encontrando relaciones de rugosidad con la formación de las burbujas, para eso, la Tabla 12 como extracto del Anexo 9, indica dicha relación en la Ecuación 7 de Rohsenow para agua.

Tabla 12
Valores de C_{sf} para la ecuación de Rohsenow para agua. [53]

Superficie de contacto	C_{sf}	s
Cobre pulido	0,0128	1
Cobre laminado	0,0147	1
Cobre anotado	0,0068	1
Acero inoxidable molido y pulido	0,008	1
Acero inoxidable con picaduras de teflón	0,0058	1
Acero inoxidable grabado químicamente	0,0133	1
Acero inoxidable pulido mecánicamente	0,0132	1
Níquel	0,006	1
Platino	0,013	1
Latón	0,006	1

La correlación fue modificada para estudios bifásicos por Forster y Zuber [55], desarrollando la Ecuación 8, donde han incluido el factor k , además de emplear a r^* como el radio crítico de la burbuja.

$$\frac{\dot{q}}{\rho_g \Delta h_v} \left(\frac{\pi}{k_\ell} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\rho_\ell r^{*3}}{2\sigma} \right)^{\frac{1}{4}} = 0,0015 \left[\frac{\rho_\ell}{\eta_\ell} \left(\frac{\Delta T_{sat} \lambda_\ell}{\rho_g \Delta h_v} \right) \frac{\pi}{k_\ell} \right]^{\frac{5}{8}} \left(\frac{C_\rho \eta}{\lambda} \right)_\ell^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 8}]$$

La distribución de las cavidades influye en gran parte en la forma de la curva de ebullición [56]-[57]. Las ecuaciones de Rohsenow [54] y Forster y Zuber [55], previamente citadas son en parte complicadas de evaluar debido a que dependen de algunas propiedades del agua monofásica y bifásica que solamente se pueden obtener bajo estudios experimentales, para esto Borishanski [58], planteó una correlación más simple y bien acertada, presentada en la Ecuación 9.

$$\alpha = A^* \dot{q}^{0,7} F_{(p)} \quad [\text{Ec. 9}]$$

Donde $F_{(p)}$, es una función de la presión reducida P_r y A^* es una constante evaluada a una presión crítica reducida de:

$$p^* = 0,0294$$

En la Figura 19 se puede apreciar el efecto de la presión de nucleación en la formación de burbujas o gotas realizado por Borishanski [58].

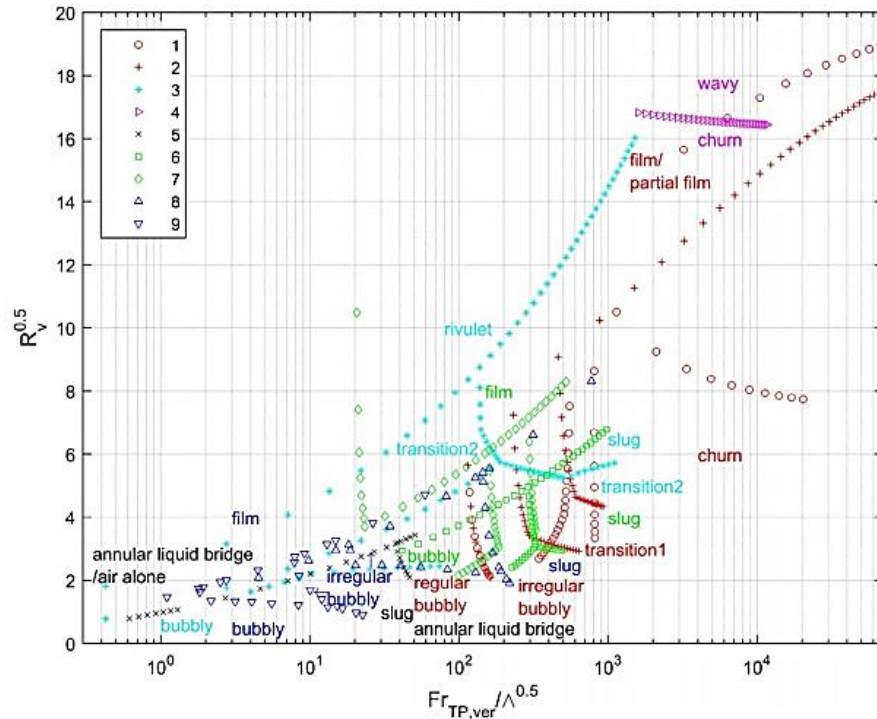


Figura 19. Efecto de la presión por nucleación. [59]

Una variación de la ecuación de Borishanski [58], se puede interpretar con la Ecuación 10, [60]; en función de la presión reducida, obtenida del eje x en el diagrama $F_{(p)}$ vs P_r de la Figura 19.

$$F_{(p)_h} = 1,8p_r^{0,17} + 4p_r^{1,2} + 10p_r^{10} \quad [\text{Ec. 10}]$$

2.4.3. Variables de transferencia de calor por nucleación

Variables que influyen en la transferencia de calor en la zona de ebullición por nucleación.

- Presión del sistema: El límite $P_r < 0,001$; donde el cambio de fase por nucleación no iniciará hasta que se haya alcanzado la temperatura en la pared necesaria.

Es conveniente que el calor crítico de flujo reduzca ya que necesitaría menos calor, esto se logra reduciendo la presión del sistema.

- Transferencia de calor: Según Berenson [61], Ivey & Morris [62] y Bernath [63], las condiciones de la superficie, la suciedad, los óxidos y depósitos provocan la pérdida de calor, generando el fenómeno de fouling.
- Aceleración gravitacional: Mientras más alto sea, la transferencia de calor aumentará de forma proporcional.
- Flujo de calor crítico: Este es el punto en el cual el equilibrio entre el líquido y vapor ya no es sostenible, y solo existirá la fase de vapor. Aumentar el flujo de calor en las cercanías de este punto, puede causar daños permanentes en el material ya que da un salto hasta los 1150 °C, este comportamiento se denomina como “Burnout” en inglés, que en su traducción literal se conoce como punto de quemado. De igual modo los esfuerzos térmicos muy altos pueden aparecer en esta zona según Zuber [64]. La relación de estas variables fue expresada por Zuber et al [65], en la Ecuación 11.

$$\dot{q}_{cr} = K\Delta h_v \rho_g^{\frac{1}{2}} \Rightarrow [\sigma g_n (\rho_\ell - \rho_g)]^{\frac{1}{4}} \quad [\text{Ec. 11}]$$

Zuber et al. [65], expresan la constante K, como se muestra en la Ecuación 12, que se entiende como una relación de aproximación obtenida a partir de estudios experimentales.

$$K = 0,16 + /- 0,03 \quad [\text{Ec. 12}]$$

2.4.4. Cambio de fase en capas

El cambio de fase en capas es conocido en inglés como film boiling, usado para ebullición de capa laminar en tubos horizontales, donde Bromley [66], presenta la siguiente Ecuación 13.

$$\alpha = 0,62 \left[\frac{\lambda_g^3 \rho_g (\rho_\ell - \rho_g) g_n \Delta h_v'}{\eta_g \Delta TD} \right]^{\frac{1}{4}} \quad [\text{Ec. 13}]$$

Para esto Bromley [66], sugiere usar λ_g con el valor de 0,68 [66].

2.4.5. Cambio de fase en tubos verticales

Es conveniente analizar distintos tipos de configuraciones para la ebullición, evaporación y condensación, en este caso en tubos verticales, ya que, si bien no todas las geometrías y aplicaciones que existen en la ingeniería tienen esta configuración, permiten un análisis sustancial para ir hacia geometrías más complejas. Es importante darse cuenta la complejidad del análisis de estos fenómenos en geometrías irregulares.

Es por esta razón que el análisis con dinámica de fluidos computacionales, ha permitido resolver con elementos finitos y volúmenes finitos problemas complejos donde las ecuaciones de Navier-Stokes y correlaciones complejas que se revisan en este apartado son de vital importancia para la aplicación de estos métodos computacionales.

El cambio de fase existe como tal, antes de que las últimas gotas estén presentes en el flujo, más allá de esto, la evaporación toma lugar y el flujo anular gobierna, por otro lado, la condensación permanece hasta la presencia de la última burbuja.

2.4.5.1. Variación del coeficiente de transferencia de calor con la calidad

Se puede observar en la Figura 20 que existen varias regiones de flujo. Es importante conocer las etapas por las que el líquido pasa a vapor o el vapor pasa a líquido, ya que el coeficiente de transferencia de calor y masa dependen de estas etapas.

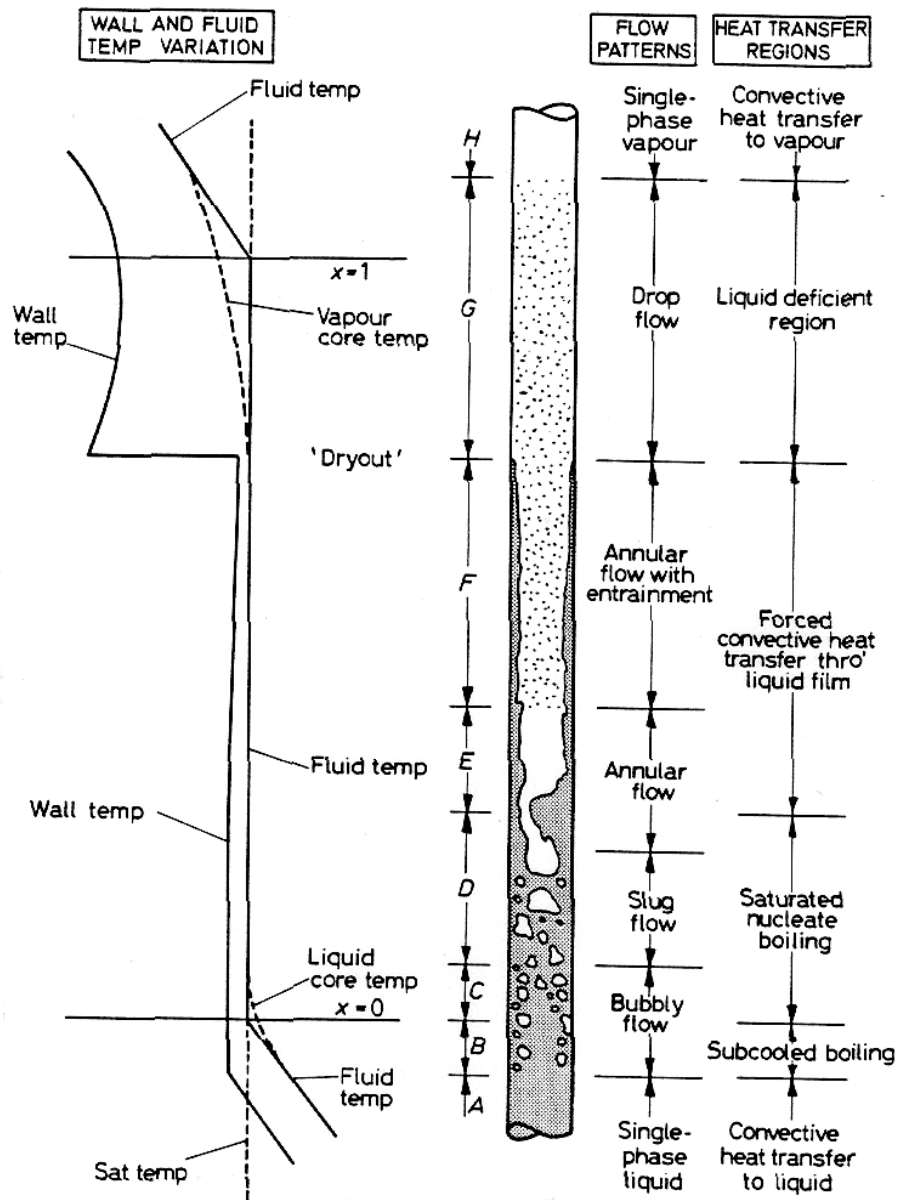


Figura 20. Regiones de transferencia convectiva. [52]

Desde el punto C, hasta el punto G, la propiedad termodinámica que define la transferencia de calor es la calidad x . Definida como la masa de vapor sobre la masa de líquido.

La Ecuación 14 es una relación entre los dos estados de la sustancia para obtener dicha calidad x .

$$x(z) = \frac{h(z) - h_g}{\Delta h_v} \quad [\text{Ec. 14}]$$

El proceso de cambio de fase se da mediante ebullición reemplazado por el de evaporación y licuación sustituido por condensación, esto con un cambio en el patrón de flujo; cambia de flujo con burbujas a flujo anular, donde el líquido se corre hacia las paredes y con una forma cóncava en el origen y estirada hacia los extremos, como se aprecia en la Figura 20.

2.4.5.2. Fase única de líquido; zona subenfriada

En la siguiente Figura 21, se puede observar la fase de líquido, en la región A, donde comienza la transferencia de calor y la convección natural se lleva a cabo.

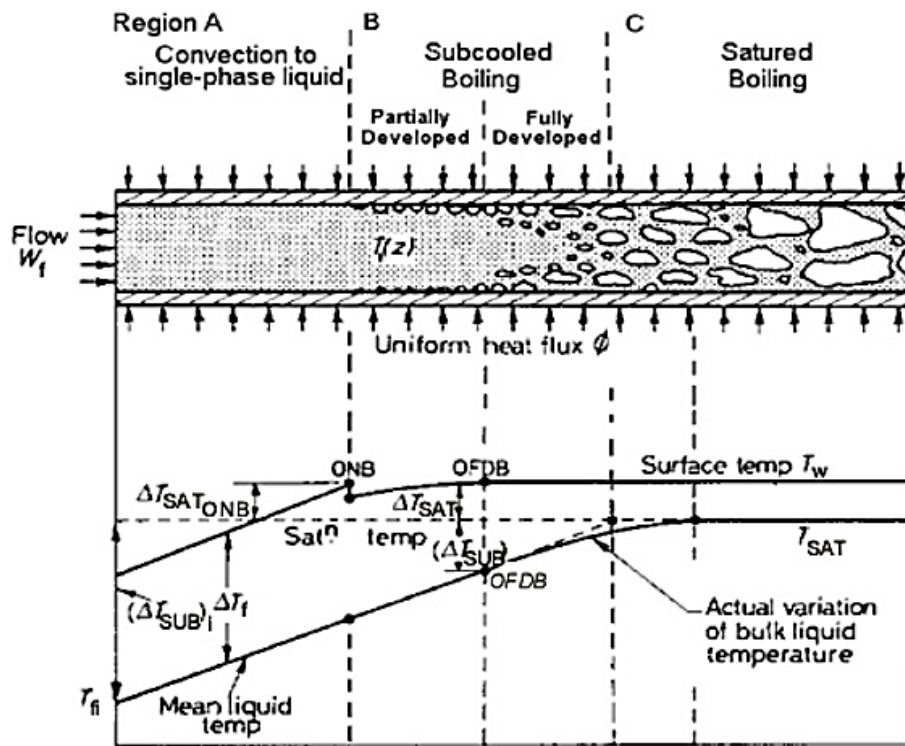


Figura 21. Superficie y distribución de temperatura del líquido. [52]

En la región B, algunas burbujas comienzan a formarse al final de esta sección. Las ecuaciones ya conocidas para flujo laminar y turbulento de fase simple, pueden usarse en estas regiones, entre ellas una de las correlaciones de Dittus - Boelter expresada en la Ecuación 15.

$$\frac{\alpha_{\ell o} D}{\lambda_{\ell}} = 0,023 \left(\frac{\dot{m} D}{\eta_{\ell}} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \eta}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 15}]$$

Dichas ecuaciones válidas para el rango de:

$$\frac{z}{D} > 50 \text{ y } \frac{\dot{m}D}{\eta_\ell} > 10000$$

2.4.5.3. Cambio de fase en cilindros

Para un análisis adecuado, primero es importante reconocer los tipos de flujos formados a través del chorro, como se representan en la Figura 22.

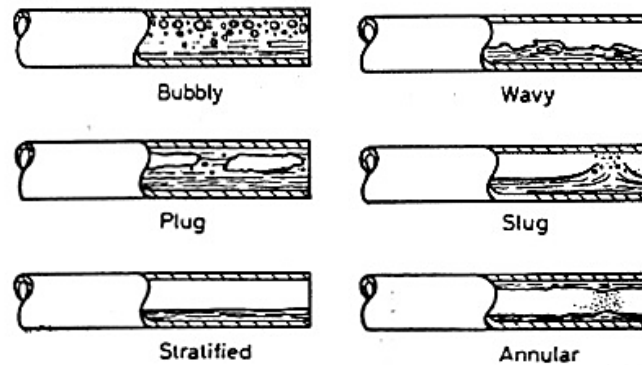


Figura 22. Patrones de flujo en cilindros. [52]

Es necesario diferenciar los patrones de flujo para distintos fenómenos como en la Figura 23 donde (a) representa la evaporación, (b) es condensación con alta carga de fluido y (c) es la condensación con baja carga de fluido.

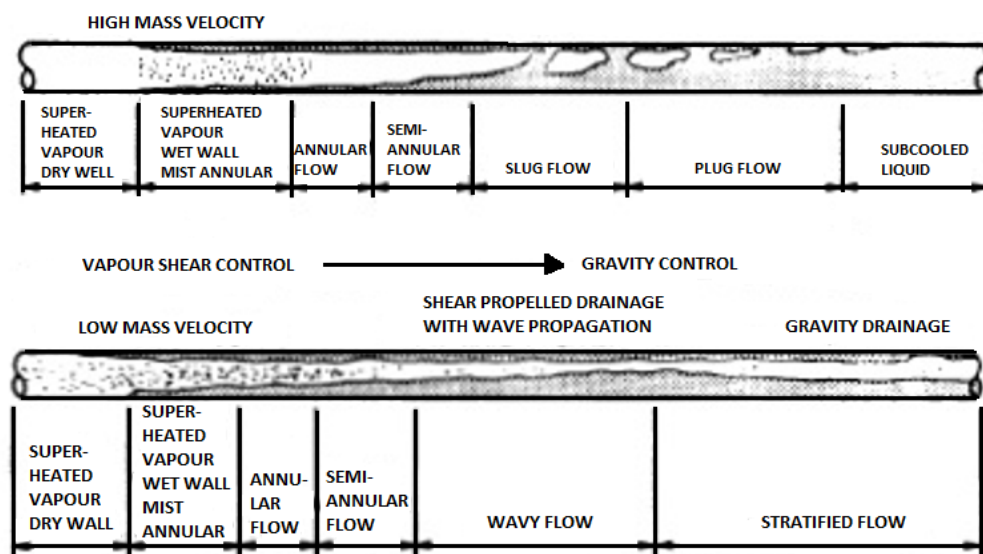


Figura 23. Patrones de flujo bifásicos. [52]

Las etapas del cambio de fase en estas secciones son:

- Inicio de cambio de fase por nucleación,
- Cambio de fase subenfriado totalmente desarrollado,
- Cambio de fase parcial,
- Cambio de fase saturado, y
- Región de convección forzada.

2.4.5.4. Inicio de cambio de fase por nucleación.

En la Figura 24 se puede apreciar la región ABD' en la cual no existen burbujas. Se observa que existe variación en la curva desde D' hasta D, donde se da el inicio de la nucleación, con la formación de burbujas, debido a un pequeño incremento en el flujo de calor, el incremento en el flujo de calor corresponde al calor cedido por el vapor que se encuentra más cercano a la temperatura de saturación, es decir, el vapor que está próximo al punto B. Las gotas de agua o burbujas de vapor son formadas por la misma masa que perdió esa cantidad de calor, la nucleación se da desde el inicio de transferencia de calor hasta el instante en que toda la masa ha cambiado de fase y la totalidad del calor disponible se haya transferido, se obtiene nueva fase con el mismo estado energético que en la fase inicial.

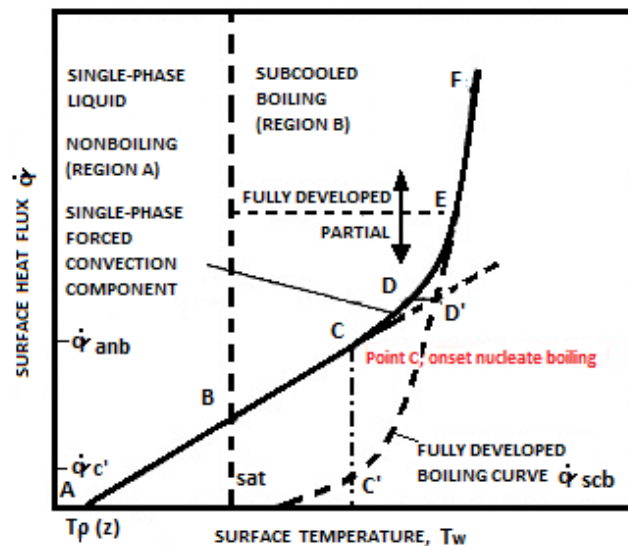


Figura 24. Curva de evaporación. [52]

El final de esta región subenfriada, es la ebullición en el punto F, donde Bergels y Rohsenow [67], derivaron algunas correlaciones para esta sección, con la Ecuación 16 en la que relacionan la presión y la temperatura.

$$(T_w - T_{sat})_{onb} = 0,556 \left(\frac{\dot{q}}{1082 p^{1,156}} \right)^{0,463 p^{0,0234}} \quad [\text{Ec. 16}]$$

Donde p es la presión del sistema, mientras que trabajando el flujo de calor de la Ecuación 16 se puede obtener la Ecuación 17, que de la misma manera permite determinar el flujo de calor de la región.

$$\dot{q} = \alpha_{o\ell} (T_w - T_{\ell(z)}) \quad [\text{Ec. 17}]$$

Una relación entre la temperatura de saturación y la Ecuación 17, permite incluir este parámetro para un modelo más idealizado de la situación, expresado en la Ecuación 18.

$$\dot{q} = \alpha_{o\ell} \left[(T_w - T_{sat})_{onb} (T_{sat} - T_{\ell(z)}) \right] \quad [\text{Ec. 18}]$$

2.4.5.5. Cambio de fase subenfriado totalmente desarrollado

Al final de esta zona, toda la región está llena de burbujas o gotas, el cambio de fase se vuelve completo y la fase gaseosa se vuelve inexistente o igual a cero. La temperatura en esta etapa se puede determinar con la Ecuación 19.

$$\Delta T_{sat} = 25 \dot{q}^{0,25} e^{-\frac{p}{62}} \quad [\text{Ec. 19}]$$

Para el estudio de esta etapa Jens y Lottes [68], han realizado experimentos con placas calientes de acero inoxidable y tubos de níquel.

2.4.5.6. Cambio de fase parcial

Se caracteriza debido a que ocurren de forma simultánea la nucleación y la convección de una fase. Bergels y Rohsenow [67] proponen la Ecuación 20, en la cual se suma el calor por cambio de fase subenfriado y el calor por convección forzada.

$$\dot{q} = \dot{q}_{\ell O} + \dot{q}_{scb} \quad [\text{Ec. 20}]$$

2.4.5.7. Ebullición saturada

El mecanismo de transferencia de calor en esta zona es muy parecido al de la zona de cambio de fase subenfriado. En esta etapa una pequeña capa de líquido en las cercanías de las paredes calentadas se encuentra sobrecalentado lo suficiente como para llegar a la nucleación, en el caso de evaporación, para el fenómeno de condensación existen capas de vapor entre el líquido y las paredes, que de igual manera permite alcanzar la nucleación. Hewitt et al [69], reportaron la presencia de flujo anular en la nucleación. La Ecuación 21, representa el límite en el cual termina la ebullición o enfriamiento para dar inicio a la evaporación o condensación.

$$q_{onb} = \frac{8\alpha_{tp}^2 \sigma T_{sat}}{\lambda_{\ell} \Delta h_v \rho_g} \quad [\text{Ec. 21}]$$

2.4.5.8. Región de convección forzada en dos fases

Esta etapa está bien representada por flujo anular. El mecanismo de transferencia de calor es por convección y conducción desde la capa límite que se encuentra retirándose hacia los lados. En esta zona son importantes los altos coeficientes de transferencia de calor que se pueden obtener. Martinelli et al [52], han encontrado varias correlaciones para describir esta región y expresan la Ecuación 22.

$$\frac{\alpha_{tp}}{\alpha_{\ell O}} \left(or \frac{\alpha_{tp}}{\alpha_{\ell}} \right) = fn \left(\frac{1}{X_{tt}} \right) \quad [\text{Ec. 22}]$$

Donde $\alpha_{\ell o}$ es el coeficiente de transferencia de calor para la zona líquida, adicional a esta la Ecuación 15 de Dittus - Boelter puede usarse muy bien. De igual manera Martinelli [70], define X_{tt} como relación entre la densidad de ambas fases, representada por la Ecuación 23.

$$X_{tt} = \left(\frac{\Delta \rho_{\ell}}{\Delta \rho_g} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [\text{Ec. 23}]$$

Se presenta la Figura 25 con correlaciones para los coeficientes de transferencia de calor para la zona de convección forzada bifásica y las regiones de nucleación.

Autor	Ecuación para la convección forzada en la región bifásica	Criterio para el inicio de la nucleación	Modificación para la nucleación en la capa líquida
Dengler y Addoms	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell o} = 3,5 \left(\frac{1}{X_n} \right)^{0,5}$	$(\Delta T_{sat})_{onb} = 7,9 u_{\ell}^{0,5}$ $u_{\ell} = \frac{\dot{m}(1-x)}{\rho_{\ell}(1-c_x)}$	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell o} = F 3,5 \left(\frac{1}{X_n} \right)^{0,5}$ $F = 0,67 \left\{ [\Delta T_{sat} - (\Delta T_{sat})_{onb}] \left(\frac{dp}{dT_{sat}} \right)_w \right\}^{0,1}$
Guerrieri y Taltì	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell o} = 3,4 \left(\frac{1}{X_n} \right)^{0,45}$	$\frac{r^*}{\delta} > 0,049$ $\delta = \frac{10 \eta_{\ell}}{\rho_{\ell}} \left[\frac{4 \rho_{\ell}}{\left(\frac{dp}{dz} \right) D} \right]^{0,5}$	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell} = E 3,4 \left(\frac{1}{X_n} \right)^{0,45}$ $E = 0,187 \left(\frac{r^*}{\delta} \right)^{-\frac{5}{9}}$
Bernnett et al.	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell} = 0,564 \left(\frac{1}{X_n} \right)^{0,74} \dot{q}^{0,11}$	Correlaciones de Rohsenow	
Schrock y Grossman	$\frac{\alpha p}{\alpha \ell} = \gamma \left[\frac{\dot{q}}{\dot{m} \Delta h_v} + m \left(\frac{1}{X_n} \right)^n \right]$	Donde: $\gamma = 7,39 e + 03$ $m = 1,5 e - 04$ $n = 0,66$	

Figura 25. Correlaciones de coeficiente de transferencia de calor. [52]

Sin embargo, Chen [71], propuso una correlación universalmente aceptada como la mejor y la que más se ajusta a los datos experimentales. Esta correlación cubre la zona de cambio de fase saturado y la de convección forzada de doble fase, asumiendo que la nucleación y la convección influyen directamente en los coeficientes de transferencia de calor global, anunciándolo como se indica en la Ecuación 24.

$$\alpha_{tp} = \alpha_{nb} + \alpha_c \quad [\text{Ec. 24}]$$

De igual forma se expresan las contribuciones térmicas mediante las Ecuaciones 25 y 26, que relacionan varios parámetros térmicos en ambos casos [72].

$$\alpha_c = 0,023 \left(\frac{\dot{m}(1-x)D}{\eta_\ell} \right)^{0,8} \left(\frac{\eta Cp}{\lambda} \right)_\ell^{0,4} \frac{\lambda_\ell}{D} F \quad [\text{Ec. 25}]$$

$$\alpha_{nb} = 0,00122 \left(\frac{\lambda_\ell^{0,79} Cp_\ell^{0,45} P_A^{0,49}}{\sigma^{0,5} \eta_\ell^{0,29} \Delta h_v^{0,24} \rho_g^{0,24}} \right) \Delta T_{sat}^{0,24} \Delta \rho_{sat}^{0,75} S \quad [\text{Ec. 26}]$$

Donde F se obtiene de la Figura 26, que presenta la proporcionalidad inversa entre X_{tt} y F.

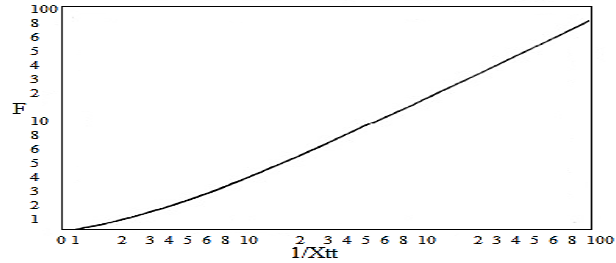


Figura 26. Relación de proporcionalidad. [52]

En donde Martinelli [52], desarrolla la siguiente Ecuación 27, como una relación de densidades más elaborada que la Ecuación 23 antes mencionada.

$$X_{tt} \cong \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_\ell} \right)^{0,5} \left(\frac{\eta_\ell}{\eta_g} \right)^{0,1} \quad [\text{Ec. 27}]$$

Cooper [52], desarrolló una ecuación de igual manera, muy precisa, para describir el comportamiento de la transferencia de calor en esta región, para lo cual se presenta la Ecuación 28.

$$\frac{\alpha}{\left(\frac{q}{A} \right)^{0,67}} = 55 \cdot P_r^{0,12-0,2 \log_{10} R_p} \cdot (-\log_{10} P_r)^{-0,55} \cdot M^{-0,5} \quad [\text{Ec. 28}]$$

Esta ecuación es recomendable para el estudio de agua y refrigerantes, así como para fluidos orgánicos.

2.5. Condensación

Está definida como la remoción de calor de un sistema en el cual el vapor es convertido en líquido. Esto se logra cuando se enfría al vapor por debajo de su temperatura de saturación tal que se forman burbujas e inicia la nucleación. Existe la nucleación heterogénea y homogénea, donde la primera suele ocurrir en las paredes del sistema como ocurriría en un condensador. En superficies no mojadas, el vapor se condensa en gotas y crece hasta coalescer y formar gotas líquidas.

2.5.1. Formación del líquido

Se distinguen tres tipos de formación para el líquido, que son los estados estables, metaestables e inestables. Las ecuaciones para describir este fenómeno nacen del equilibrio de una gota esférica.

2.5.2. Nucleación de las gotas

Se considera una gota de radio r^* en equilibrio con el medio de vapor a una temperatura T_s y presión P_s . La presión máxima de vapor es P_∞ .

Se tiene la Ecuación 29.

$$P_s = P_\infty \exp\left(\frac{2\sigma v_f M}{r^* RT}\right) \quad [\text{Ec. 29}]$$

$$P_s \approx P_\infty \left(1 + \frac{2\sigma v_f}{P_\infty r^* r_g}\right) \quad [\text{Ec. 30}]$$

Las ecuaciones de Clausius Clapeyron pueden ser usadas para encontrar la temperatura de equilibrio T_g . Para diferencias muy grandes entre P_s y P_∞ se usa la Ecuación 31, para encontrar el radio de la burbuja.

$$r^* = \frac{2\sigma v_f M}{RT \ln\left(\frac{P_s}{P_\infty}\right)} \quad [\text{Ec. 31}]$$

En la Ecuación 32 se presenta la tasa de crecimiento de la nucleación $\left(\frac{dn}{dt}\right)$ que viene dada por la expresión k .

$$\frac{dn}{dt} = \left(\frac{P_s}{k_B T_s}\right)^2 \frac{M v_f}{N_o} \sqrt{\left(\frac{2\sigma}{\pi n}\right) \exp\left(-\frac{\Delta G(r^*)}{k_B T_s}\right)} \quad [\text{Ec. 32}]$$

Donde k_B es la constante de Boltzman, N_o es el número de moléculas en una kmol. La Ecuación 33 es usada para el análisis de crecimiento de gotas.

$$\Delta G(r^*) = \frac{4}{3} \pi r^{*2} \sigma = \frac{16}{3} \frac{\pi \sigma^3}{(P_s - P_f)^2} \quad [\text{Ec. 33}]$$

$\Delta G(r)$ es la energía libre de formación de una gota. Este parámetro ayuda en el análisis de colapso y crecimiento de las gotas. El valor aproximado para el crecimiento de las gotas es de $10^{17} \text{ a } 10^{22} \text{ m}^{-3} \text{ s}^{-1}$. El tamaño crítico de las gotas en el vapor está en el orden de $0.01 \text{ } \mu\text{m}$ bajo presión atmosférica [73]. Para tamaños muy pequeños es muy importante analizar la tensión superficial de la gota, y viene dada por la Ecuación 34.

$$\sigma(r) = \frac{\sigma_\infty}{1 + \frac{\delta}{r}} \quad [\text{Ec. 34}]$$

Donde σ_∞ es la tensión superficial de la superficie y r es la medida entre 0,25 y 0,60 del radio molecular de la gota en el estado líquido.

2.5.3. Crecimiento de la gota

Transferencia de calor y masa ocurren en este proceso, donde la conducción y difusión toman lugar para el control de este crecimiento. Mason [74], propuso la Ecuación 35.

$$\left[\frac{P_s}{P_\infty} - 1\right] = \left[\frac{\rho_f r T_s}{2k_s \rho_s M} + \frac{i_{fs}^2 \rho_f M}{2k_s R T_s^2}\right] \frac{dr^2}{dt} \quad [\text{Ec. 35}]$$

Donde k_s es el coeficiente de la difusividad de la masa. La Ecuación 35 puede utilizarse para gotas con valores r mayores a $5 \text{ } \mu\text{m}$. Para gotas menores a $2 \text{ } \mu\text{m}$, Oswatitsch [75], propuso la Ecuación 36.

$$\frac{dr}{dt} = \frac{3p_\infty}{8i_{fs}\rho_f} \sqrt{\left(\frac{3R}{T_s M}\right)(T_\infty - T_s)} \quad [\text{Ec. 36}]$$

Cuando la condensación provoca el crecimiento de las gotas en superficies frías, la transferencia de calor por conducción toma lugar [76].

2.5.4. Mecanismo de cambio de fase en una superficie líquido-vapor

Se analiza vapor saturado a una presión P_s y temperatura T_s , en el que la condensación sucede en su propio líquido, donde la temperatura de la superficie líquida es T_f . La teoría cinética permite analizar la tasa de salida de vapor desde la capa líquida y la entrada de moléculas hacia la superficie. Para que ocurra la condensación, la tasa de llegada de moléculas es mayor a la de salida. En la evaporación sucede lo contrario [77].

La tasa de flujo másico de moléculas que pasan de una dirección a otra está dada por la Ecuación 37.

$$|j| = \left(\frac{M}{2\pi R}\right)^{\frac{1}{2}} \frac{p}{T^{\frac{1}{2}}} \quad [\text{Ec. 37}]$$

Donde $|j|$ es el flujo másico de moléculas. La Ecuación 37 es el punto de partida para los análisis de interfaces entre cambios de fase, como en la Figura 27.

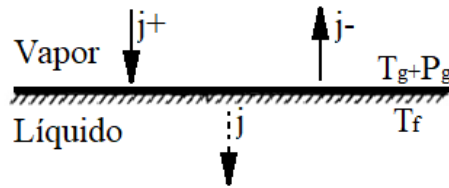


Figura 27: Cambio de fase. [77]

Se pueden asociar los símbolos como j_- es a la evaporación y j_+ es a la condensación. Para abordar el flujo másico y equilibrio entre vapor y líquido se utiliza la Ecuación 38.

$$j = \left(\frac{M}{2\pi R} \right)^{\frac{1}{2}} \left[\frac{P_s}{T_s^{\frac{1}{2}}} - \frac{P_f}{T_f^{\frac{1}{2}}} \right] \quad [\text{Ec. 38}]$$

Para que se cumpla el equilibrio entre fases, j_+ y j_- tendrán el mismo valor, lo que significa que el mismo número de moléculas que salen de la superficie líquida, son en misma cantidad a las que entran. La Ecuación 39 es una simplificación de la Ecuación 38, que ofrece una transición suave a través de la interfaz líquido-gas.

$$j = \left(\frac{M}{2\pi RT} \right)^{\frac{1}{2}} \Delta p \quad [\text{Ec. 39}]$$

Debe recordarse que la teoría cinética simplificada se ha usado como técnica para resolver y predecir modelos.

Para que la condensación se dé lugar, la presión de vapor debe exceder a la presión del líquido.

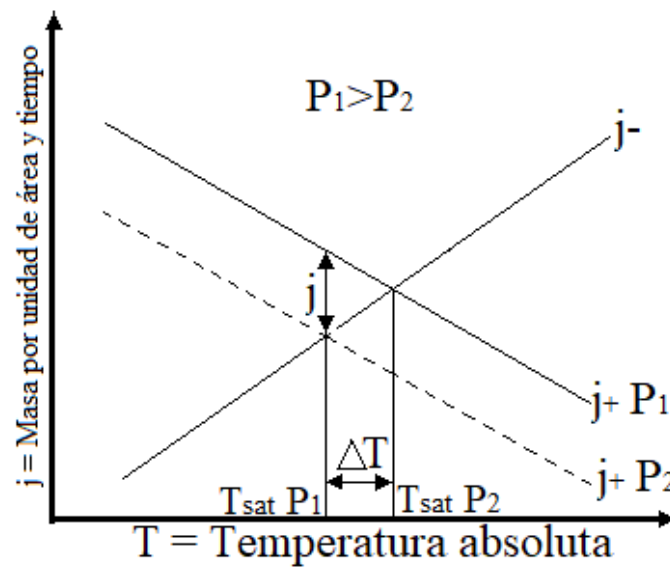


Figura 28: Condensación en una interfaz. [77]

La tasa de evaporación incrementa conforme la temperatura. En el punto de intersección entre j_+ y j_- , se encuentra la temperatura de saturación T_{sat} a una presión P_{sat} dada. De esta manera el medio para la condensación es bajar la temperatura de saturación que corresponde también a una presión de vapor.

El coeficiente de transferencia de calor entre las dos fases líquido y vapor se puede definir como la Ecuación 40.

$$\alpha_i = \frac{\phi}{\Delta T} \quad [\text{Ec. 40}]$$

La energía de condensación se puede analizar mediante la Ecuación 41 en función de masas moleculares.

$$\phi = i_{fg} j \quad [\text{Ec. 41}]$$

Se tiene la Ecuación 42 como base de análisis para el coeficiente de transferencia de masa.

$$k_i = i_{fg} \left[\frac{M}{2\pi RT} \right]^{\frac{1}{2}} \frac{\Delta p}{\Delta T} \quad [\text{Ec. 42}]$$

Usando las relaciones de Clausius-Clapeyron se consigue el coeficiente de transferencia de masa interfacial mediante la Ecuación 43.

$$k_i = i_{fg} \left[\frac{M}{2\pi RT} \right]^{\frac{1}{2}} \frac{J i_{fg}^2}{T v_{fg}} \quad [\text{Ec. 43}]$$

Algunas modificaciones se pueden realizar para simplificar estos modelos. El factor f , llamado “fracción de intercambio molecular en la condensación” que para el estudio con agua se puede aproximar a 0,036 [78].

Se puede analizar de manera individual el flujo másico para la evaporación y condensación que se puede expresar estudiando las Ecuaciones 44 y 45.

$$j_+ = \Gamma(a) \left(\frac{M}{2\pi R} \right)^{\frac{1}{2}} \frac{p}{T^{\frac{1}{2}}} \quad [\text{Ec. 44}]$$

$$j_- = \Gamma(-a) \left(\frac{M}{2\pi R} \right)^{\frac{1}{2}} \frac{p}{T^{\frac{1}{2}}} \quad [\text{Ec. 45}]$$

Donde se pueden obtener la tasa de condensación mediante las Ecuaciones 46 y 47.

$$\Gamma(a) = \exp(-a^2) + a\pi^{\frac{1}{2}} [1 + \text{erf}(a)] \quad [\text{Ec. 46}]$$

$$\Gamma(-a) = \exp(-a^2) - a\pi^{\frac{1}{2}} [1 - \text{erf}(a)] \quad [\text{Ec. 47}]$$

Estos términos resultan del movimiento del vapor a través de la superficie asumiendo una distribución Maxwelliana.

Los valores del factor de corrección en función de Γ se muestran en la Tabla 13. Se debe notar que, para velocidades altas, el valor de a incrementa y también lo hará el flujo másico de vapor o condensación j .

Tabla 13
Valores del factor de corrección en función de Γ . [78]

a	$\Gamma(-a)$	$\Gamma(a)$
1	0,089	3,634
0,8	0,162	2,998
0,6	0,276	2,403
0,4	0,447	1,865
0,2	0,685	1,394
0,1	0,833	1,187
0,08	0,8646	1,1482
0,06	0,8972	1,11
0,04	0,9307	1,0725
0,02	0,9649	1,0359
0,01	0,9824	1,0178
0,001	0,998229	1,001773

Donde a representa el radio de la velocidad total, y respecto a la Ecuación 48.

$$a = \frac{u}{\left(\frac{2RT}{M}\right)^{\frac{1}{2}}} \quad [\text{Ec. 48}]$$

Para valores bajos de a , se debe calcular de la forma.

$$\Gamma(a) \approx 1 + a\pi^{\frac{1}{2}} \quad [\text{Ec. 49}]$$

Mientras que, para velocidades altas, donde la tasa de condensación aumenta, se tiene.

$$\Gamma(a) \rightarrow 2a\pi^{\frac{1}{2}} \quad [\text{Ec. 50}]$$

De esta manera el flujo másico de condensación se convierte en.

$$j = \left(\frac{M}{2\pi R}\right)^{\frac{1}{2}} \left[2a\pi^{\frac{1}{2}} \sigma \frac{P_s}{T_s^{\frac{1}{2}}} - \sigma \frac{P_f}{T_f^{\frac{1}{2}}} \right] \quad [\text{Ec. 51}]$$

Si σ (coeficiente de condensación) es la unidad, significa que todas las moléculas estarán golpeando la superficie líquida, (j_+ domina a j_-), entonces la evaporación se hace despreciable y el balance termodinámico de flujo másico se hace insostenible beneficiando a la condensación.

La máxima tasa de condensación se puede tomar como un caso ideal en el que la superficie está a una temperatura muy baja, y se realiza la analogía con la radiación, donde el cuerpo negro absorbe todo el calor y no refleja nada.

En este caso la superficie atrae a toda esa cantidad de vapor y no existe retorno del mismo. Esto se aplica para valores muy altos de condensación (a muy altos).

Por otro lado, cuando el valor de a es muy bajo, el flujo másico de vapor quedará.

$$j = \left(\frac{M}{2\pi R} \right)^{\frac{1}{2}} \sigma \left[\frac{P_s}{T_s^{\frac{1}{2}}} - \frac{P_f}{T_f^{\frac{1}{2}}} \right] + \frac{j\sigma}{2} \quad [\text{Ec. 52}]$$

Que representa valores bajos de tasa de condensación. [79]-[80]

Saha [81], propuso una ecuación en estado transitorio para el coeficiente de transferencia de calor en un tiempo de exposición dado, mediante la Ecuación 53.

$$\alpha_i = k_f \left(\frac{\pi}{3} \alpha_f t \right)^{\frac{1}{2}} \quad [\text{Ec. 53}]$$

2.5.5. Influencia de vapor no condensable en la interfaz líquido-gas

En ocasiones parte del vapor no se logra condensar sobre la superficie del líquido, y esto afecta al coeficiente de transferencia de calor. Y una fracción de la presión parcial del vapor que no se ha condensado sobre la superficie del líquido sirve como un gradiente de fuerza que aleja al vapor de la superficie.

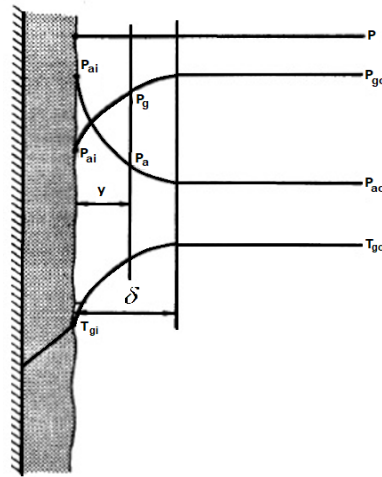


Figura 29: Influencia de vapor no condensable en la interfaz líquido-gas. [52]

El flujo de masa molar de gas no condensable (J_a) está definido por.

$$J_a = \tilde{J}_a + D_{AG} \tilde{c} \frac{d\tilde{y}_a}{dy} = 0 \quad [\text{Ec. 54}]$$

De la misma manera para el vapor se tiene.

$$J_g = \tilde{J}_g + D_{AG} \tilde{c} \frac{d\tilde{y}_g}{dy} = 0 \quad [\text{Ec. 55}]$$

Donde D_{AG} es el coeficiente de difusión binario (entre compuestos), \tilde{c} es la concentración molar total, y \tilde{y}_a , \tilde{y}_g son las fracciones molares del gas no condensable y vapor condensable respectivamente.

$$\tilde{y}_a = \frac{p_a}{p} \quad [\text{Ec. 56}]$$

Ahora en términos de condensación de flujo de masa se tiene.

$$j_g = \frac{K_g \rho_g}{p_{am}} (p_{go} - p_{gi}) \quad [\text{Ec. 57}]$$

El valor entre paréntesis representa las presiones parciales, donde la Ecuación 58 permite relacionar dichas presiones, mediante una representación de un promedio logarítmico de las presiones no condensables.

$$p_{am} = \left[\frac{p_{ai} - p_{ao}}{\ln \left(\frac{p_{ai}}{p_{ao}} \right)} \right] \quad [\text{Ec. 58}]$$

El término k_g es el coeficiente de transferencia de masa que se representa mediante la Ecuación 59, en función del coeficiente de difusión binario.

$$k_g = \frac{D_{AG}}{\delta_M} \quad [\text{Ec. 59}]$$

Ahora bien, la transferencia de calor se ve afectada por la transferencia de masa.

El flujo total de calor a una distancia "y" de la interfaz se compone de dos términos, uno conductivo (transferencia de calor sensible) y otro convectivo (transporte de

calor), ambos relacionados con la diferencia de temperaturas, como se muestra en la Ecuación 60.

$$\phi_g = k_g \frac{dT}{dy} + j_g c_{pg} (T - T_{gi}) \quad [\text{Ec. 60}]$$

La solución de esta ecuación diferencial es.

$$\phi = \frac{a}{a - e^{-a}} [h_g (T_{go} - T_{gi})] = h'_g (T_{go} - T_{gi}) \quad [\text{Ec. 61}]$$

De lo cual a se puede interpretar como:

$$a = \left[\frac{j_g c_{pg}}{\alpha_g} \right] \quad [\text{Ec. 62}]$$

La transferencia de calor en la fase de vapor se aborda por dos componentes.

El calor sensible transferido a través de la difusión, y la segunda por calor latente por condensación del vapor [82].

$$\phi = \phi_v + \phi_g = \frac{k_g i_{fg} \rho_g}{p_{am}} (p_{gp} - p_{gi}) + h'_g (T_{go} - T_{gi}) \quad [\text{Ec. 63}]$$

El coeficiente de transferencia de masa debe ser evaluado por la Ecuación 64.

$$k_g = \left(\frac{h_g}{\rho_g c_{pg}} \right) \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Sc}} \right)^{\frac{2}{3}} \quad [\text{Ec. 64}]$$

Para flujo turbulento de la mezcla vapor-gas, se usa la fórmula de Dittus - Boelter.

$$\left[\frac{\alpha_{fo} D}{k_f} \right] = 0.023 \left[\frac{GD}{u_f} \right]^{0.8} \left[\frac{c_p u}{k_B} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 65}]$$

Donde G es la densidad por la velocidad.

2.4.6.1. Película de condensación en una superficie plana

Nusselt [83], analizó el proceso de condensación en una placa plana inclinada.

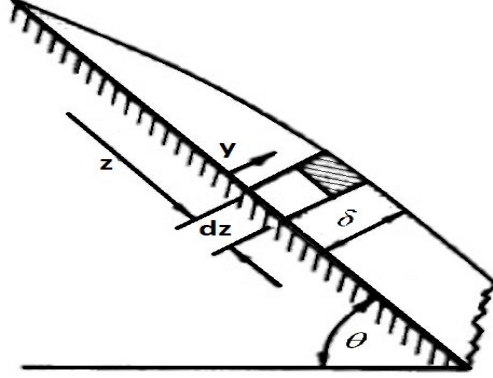


Figura 30: Proceso de condensación en una placa inclinada. [52]

Donde se realiza un balance de fuerzas.

$$(\delta - y)dz(\rho_f - \rho_g)g \sin \theta = u_f \left(\frac{du_y}{dy} \right) dz \quad [\text{Ec. 66}]$$

Donde la transferencia de calor en la capa límite después de resolver varias ecuaciones de momentum queda.

$$\bar{\alpha}_f = 0.925 \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_g) g \sin(\theta) k_f^3}{u_f \Gamma_z} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 67}]$$

$$\Gamma = \rho_f \int_0^\delta u_y dy = \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_g) g \sin(\theta) \delta^3}{3u_f} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 68}]$$

2.5.6. Condensación en tubos horizontales

Es un caso particular de aplicaciones de la condensación, que resulta como punto de partida para análisis más complejos.

Nusselt [83], después de haber desarrollado correlaciones para la condensación en placas inclinadas, partió de ese punto para analizar este caso de condensación en tubos horizontales y planteó la Ecuación 69.

$$\alpha_f(\tau) = 0.693 \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_g) g \sin(\alpha) k_f^3}{\Gamma'_\tau u_f} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 69}]$$

La Ecuación 70 que indica la transferencia de calor para condensación queda definida por.

$$\alpha_f = 0.693 \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_g) g i'_{fg} k_f^3}{Du_f (T_{gi} - T_w)} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 70}]$$

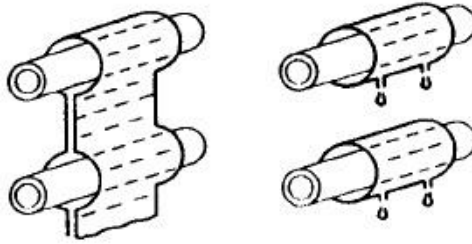


Figura 31: Condensación en tubos horizontales. [52]

Las Ecuaciones 71 y 72, consideran los esfuerzos cortantes en la interfaz líquido-gas también han sido considerados por Rohsenow et al [54]. Los patrones de flujo en el proceso de condensación también son importantes en esta fase líquido gas según Bell et al [84].

$$\lambda = \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_A} \right) \left(\frac{\rho_f}{\rho_w} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad [\text{Ec. 71}]$$

$$\psi = \left(\frac{\sigma_w}{\sigma} \right) \left[\left(\frac{u_f}{u_w} \right) \left(\frac{\rho_w}{\rho_f} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 72}]$$

Usadas para el análisis de fenómenos de condensación con aire y agua, en la Figura 32 se observa los patrones Baker del chorro de condensación.

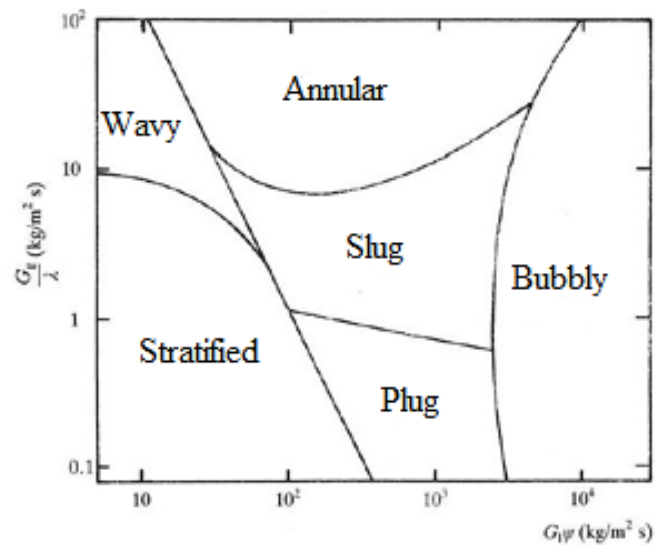


Figura 32. Patrones Baker de chorro. [52]

El coincidir la Figura 33 con la Figura 32, sirve para reconocer el camino por la cual se pasa al realizar la condensación y vaporización, con respecto a la calidad, con velocidad constante.

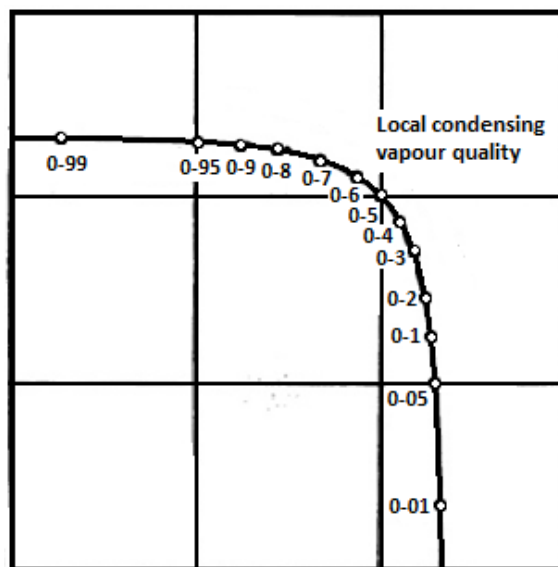


Figura 33: Condensación y vaporización, con respecto a la calidad. [52]

2.5.6.1. Flujo estratificado

Corresponde a la región de baja velocidad de vapor, donde permite bajos esfuerzos cortantes. La ecuación de Nusselt para la condensación puede ser utilizada.

Condensación laminar estratificada ocurre como muestra la Figura 34.



Figura 34: Condensación laminar estratificada. [52]

La Ecuación 73 permite conocer la tasa de condensación de un flujo en función de F y de los parámetros de masa del fluido.

$$\bar{\alpha}_f = F \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_g) g i'_{fg} k_f^3}{Du_f (T_{gi} - T_w)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad [\text{Ec. 73}]$$

De la cual $F = \left(1 - \frac{\tau}{\pi}\right) F'$, se puede determinar mediante la Tabla 14.

Tabla 14
Valores de F en función de τ° y F' . [52]

τ°	F'	F
0	0,725	0,725
10	0,754	0,712
20	0,775	0,689
30	0,793	0,661
40	0,808	0,629
50	0,822	0,594
60	0,835	0,557
70	0,846	0,517
80	0,857	0,476
90	0,866	0,433
100	0,874	0,389
110	0,881	0,343
120	0,887	0,296
130	0,892	0,248
140	0,896	0,199
150	0,899	0,15
160	0,902	0,1
170	0,903	0,05
180		0

Chato [85], concluyó que el valor de 2τ puede ser reemplazado por un valor medio de 120° . Aunque no aplica para todas las condiciones de presión.

En la Figura 35 se muestra la forma más común de condensación con patrón estratificado.

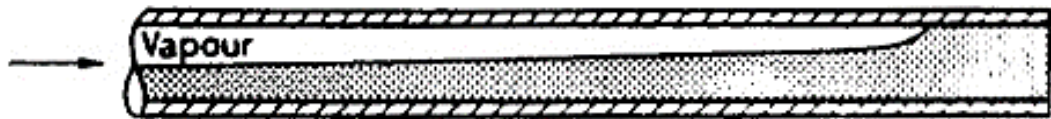


Figura 35: Condensación con patrón estratificado. [52]

2.5.6.2. Slug patron

Es parecido al flujo estratificado y se diferencia de este porque los esfuerzos cortantes en la interfaz son significantes.

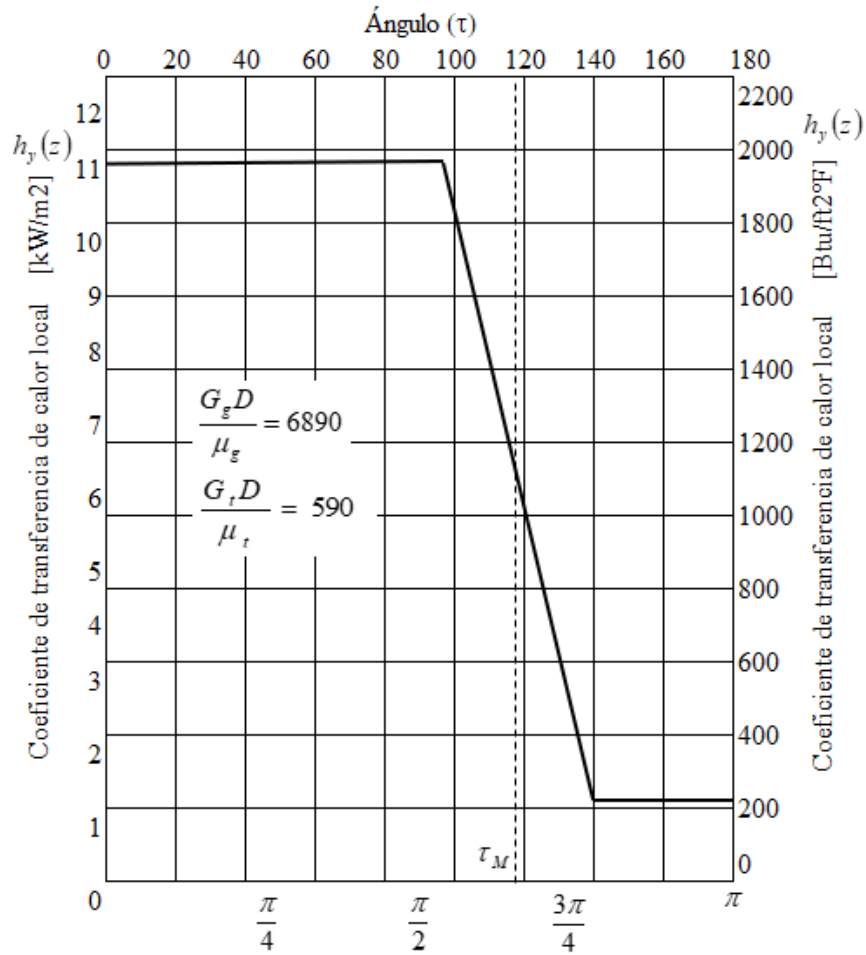


Figura 36: Slug patrón. [52]

2.5.6.3. Flujo anular

En esta zona se aplican las correlaciones de Carpenter & Colburn [86], con la Ecuación 74.

$$\bar{\alpha}_f = \frac{\alpha_{fo}}{2} \left[1 + \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}} \right] \quad [\text{Ec. 74}]$$

La Imagen 37 muestra la condición de la fase del fluido relacionada con la sección de transporte.



Tubería					
Distribución de fase					
Controlador de fuerza	Fuerza de corte debido al vapor		Fuerza gravitacional		
Patrón de flujo	Solo vapor	Anular disperso	Anular u ondulado	Slug o plug	Solo líquido
Condición del fluido	Sólido vapor supercalentado	Vapor condensado supercalentado	Saturación bifásica		Condensado subenfriado

Figura 37: Relación de condición de fase con sección de transporte. [52]

2.5.6.4. Correlaciones de flujo

Akers et al. [87], presentaron un método basado en experimentaciones descrito por la Ecuación 75.

$$\frac{\alpha_f(x)D}{k_f} = CN_{Re}P_{rf}^{\frac{1}{3}} \quad [\text{Ec. 75}]$$

Bajo las condiciones:

$$C = 0,0265 \text{ y } n = 0,8 \text{ para } N_{Re} > 50000$$

$$C = 5,03 \text{ y } n = \frac{1}{3} \text{ para } N_{Re} < 50000$$

Shah [88], propuso correlaciones muy útiles y más precisas expresadas en la Ecuación 76.

$$\frac{\alpha_f(x)D}{k_f} = 0.023N_{Re}^{0.8}P_{rf}^{0.4} \left[(1-x)^{0.8} + \frac{3.8x^{0.76}(1-x)^{0.04}}{p_f^{0.38}} \right] \quad [\text{Ec. 76}]$$

2.6. Fenómenos de transporte

En la naturaleza se puede describir el fenómeno de transporte de momentum, energía y de masa. Estas tres ramas de la mecánica comparten una similitud en su comportamiento. Es necesario abordar este conjunto de estudios ya que de otra manera no se tendría la capacidad de conocer lo que sucede físicamente [89].

2.6.1. Leyes de Fick para difusión (transferencia de masa molecular)

El transporte de masa a nivel molecular se denomina difusión. Los compuestos que participan en este proceso se llaman comúnmente especies, y se definen por su concentración por medio de las fracciones de masa ω_A y ω_B [89].

La Ecuación 77 que gobierna la difusión y describe el modelo de Fick es.

$$j_{Ay} = -\rho D_{AB} \frac{d\omega_A}{dy} \quad [\text{Ec. 77}]$$

Donde j_{Ay} es la concentración dividida para el área de contacto ω_{Ay} / A , en una dirección. j_{Ay} es el flujo de masa molecular. D_{AB} es un factor proporcional que corresponde a la difusividad del primer compuesto sobre el otro y se lo conoce como el coeficiente de difusividad de la masa.

Para calcular la velocidad promedio molecular de los compuestos, se toma la Ecuación 78.

$$v_y = \omega_A v_{Ay} + \omega_B v_{By} \quad [\text{Ec. 78}]$$

De esta manera el flujo másico molecular se puede definir por.

$$j_{Ay} = \rho \omega_A (v_{Ay} - v_y) \quad [\text{Ec. 79}]$$

Si análogamente se toma las Ecuaciones 78 y 79 para la dirección X y Z , se obtiene el vector de Fick para la difusión.

Las Ecuaciones 80, 81 y 82 adimensionales, bien conocidas en el transporte de momentum, describen la transferencia de masa y su difusividad.

Número de Prandtl:
$$P_r = \frac{v}{\alpha} = \frac{\hat{C}_p \mu}{k} \quad [\text{Ec. 80}]$$

Número de Schmidt
$$S_c = \frac{v}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad [\text{Ec. 81}]$$

Número de Lewis
$$L_e = \frac{\alpha}{D_{AB}} = \frac{k}{\rho \hat{C}_p D_{AB}} \quad [\text{Ec. 82}]$$

En la Tabla 15 se puede apreciar los valores del factor de difusividad D_{AB} .

Tabla 15
Valores del factor de difusividad D_{AB} . [89]

Par de gas A - B	Temperatura K	D_{AB} $\text{cm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$	S_c	
			$x_A \rightarrow 1$	$x_B \rightarrow 1$
CO ₂ -N ₂ O	273,2	0,096	0,73	0,72
CO ₂ -CO	273,2	0,139	0,5	0,96
CO ₂ -N ₂	273,2	0,144	0,48	0,91
	288,2	0,158	0,49	0,92
	298,2	0,165	0,5	0,93
N ₂ -C ₂ H ₆	298,2	0,148	1,04	0,51
N ₂ -nC ₄ H ₁₀	298,2	0,096	1,6	0,33
N ₂ -O ₂	273,2	0,181	0,72	0,74
H ₂ -SF ₆	298,2	0,42	3,37	0,055
H ₂ -CH ₄	298,2	0,726	1,95	0,23
H ₂ -N ₂	273,2	0,674	1,4	0,19
NH ₃ -H ₂ ^e	263	0,58	0,19 ^e	1,53
NH ₃ -N ₂ ^e	298	0,233	0,62 ^e	0,65
H ₂ O-N ₂ ^e	308	0,259	0,58 ^e	0,62
H ₂ O-O ₂ ^e	352	0,357	0,56 ^e	0,59
C ₃ H ₈ -nC ₄ H ₁₀ ^d	378,2	0,0768	0,95	0,66
	437,7	0,107	0,91	0,63
C ₃ H ₈ -iC ₄ H ₁₀ ^d	298	0,0439	1,04	0,73
	378,2	0,0823	0,89	0,63
	437,8	0,112	0,87	0,61

Los gradientes de presión influyen en la transferencia de masa molecular, ya que el comportamiento del factor D_{AB} se ve afectado.

En la Figura 38 se aprecia como la teoría cinética de los gases puede predecir el comportamiento de las partículas.

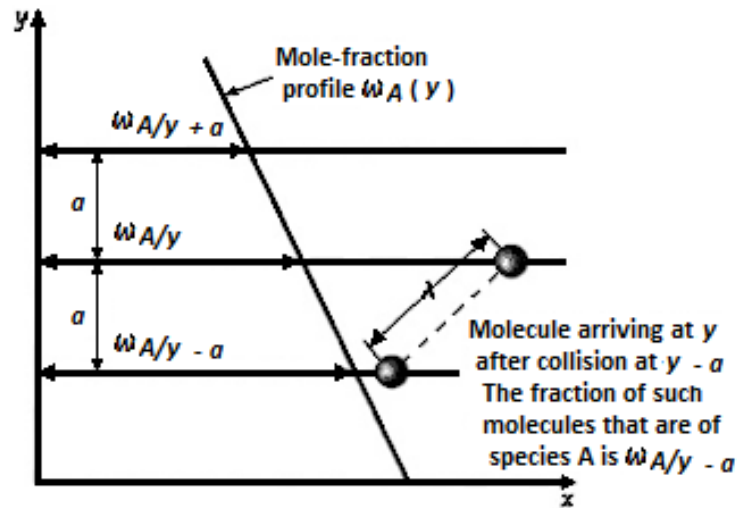


Figura 38: Comportamiento de partículas. [89]

Además, se usa la física estadística para predecir la dirección y comportamiento de un grupo de partículas.

2.6.2. Transporte de masa por convección

El análisis molar permite entender este proceso. De esta manera queda definida la concentración molar con la Ecuación 83.

$$c_{\alpha} = \frac{\rho_{\alpha}}{M_{\alpha}} \quad [\text{Ec. 83}]$$

Donde ρ_{α} es la concentración de masa de un compuesto en particular por unidad de volumen de solución.

2.6.3. Velocidad y masa molar promedio

En una mezcla difusiva, los distintos compuestos están moviéndose a diferentes velocidades. Esta velocidad promedio está definida por la Ecuación 84.

$$v = \frac{\sum_{\alpha=1}^N \rho_{\alpha} v_{\alpha}}{\sum_{\alpha=1}^N \rho_{\alpha}} = \frac{\sum_{\alpha=1}^N \rho_{\alpha} v_{\alpha}}{\rho} = \sum_{\alpha=1}^N \omega_{\alpha} v_{\alpha} \quad [\text{Ec. 84}]$$

La notación de algunos símbolos se puede observar en la Tabla 16.

Tabla 16
Relaciones matemáticas de transporte de masa. [52]

Definiciones básicas:	
ρ_{α}	= mass concentration of species α
$\rho = \sum_{\alpha=1}^N \rho_{\alpha}$	= mass density of solution
$\omega_{\alpha} = \rho_{\alpha} / \rho$	= mass fraction of species α
<hr/>	
c_{α}	= molar concentration of species α
$c = \sum_{\alpha=1}^N c_{\alpha}$	= molar density of solution
$x_{\alpha} = c_{\alpha} / c$	= mole fraction of species α
<hr/>	
$M = \rho / c$	= molar mean molecular weight of solution
<hr/>	
Algebraic relations:	
$c_{\alpha} = \rho_{\alpha} / M_{\alpha}$	(H) $\rho_{\alpha} = c_{\alpha} M_{\alpha}$

$\sum_{\alpha=1}^N x_{\alpha} = 1$	(J)	$\sum_{\alpha=1}^N \omega_{\alpha} = 1$
$\sum_{\alpha=1}^N x_{\alpha} M_{\alpha} = M$	(L)	$\sum_{\alpha=1}^N \omega_{\alpha} / M_{\alpha} = 1/M$
$x_{\alpha} = \frac{\omega_{\alpha} / M_{\alpha}}{\sum_{\beta=1}^N (\omega_{\beta} / M_{\beta})}$	(N)	$\omega_{\alpha} = \frac{x_{\alpha} M_{\alpha}}{\sum_{\beta=1}^N (x_{\beta} M_{\beta})}$

Adicionalmente al transporte de masa por movimiento molecular, también es transportado por el movimiento de la masa del fluido.

2.6.4. Difusión a través de capa de gas estancado

El principio de transferencia de masa en flujo multifásico se basa en el transporte de partículas desde una fase hacia la otra. La evaporación, disolución y condensación aprovechan este principio además que la transferencia de calor se lleva a cabo junto a la difusión [89].



Figura 39: Difusión bifásica. [90]

El contacto de dos fases se puede analizar en principio a una escala microscópica a nivel de poros. Se considera que cuando las fases llegan a encontrarse en el instante cero, el equilibrio es rápidamente establecido en sus superficies. Las concentraciones C_1 y C_2 llegan a alcanzar el equilibrio [90].

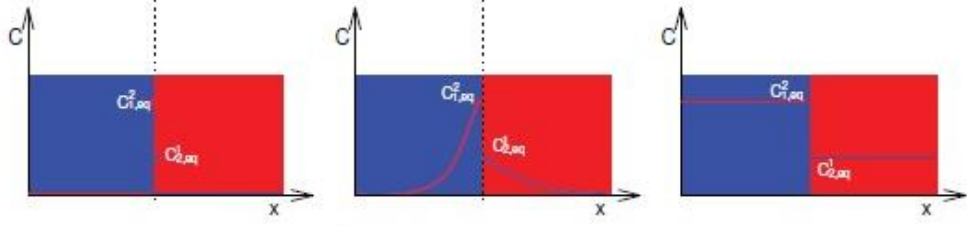


Figura 40: Concentraciones de contactos de fases. [90]

Abordar la transferencia de masa desde el punto de vista macro no es conveniente y no entrega resultados esperados como lo hace el estudio a micro escala. Esto es debido a que existan fenómenos como la difusividad (Leyes de Fick), las cuales definen de manera precisa este fenómeno de transferencia de masa expresada en gradientes de temperatura y otros parámetros.

Modelos de transferencia de masa locales para flujo multifásico fueron introducidos por Miller et al. [91], Powers et al. [92], Imhoff et al. [93], Zhang & Schwartz [94]. Que consideran como ejemplo la mezcla de agua y aire y aplican la Ley de Henry's para determinar la fracción molar de aire en la fase líquida y de la misma manera para la fase líquida dentro del aire, se obtienen las Ecuaciones 85 y 86.

$$x_l^a = p_g^a \cdot H_{l-g}^a \quad [\text{Ec. 85}]$$

$$x_g^w = \frac{P_{sat}^w}{p_g} \quad [\text{Ec. 86}]$$

Las Ecuaciones 87 y 88 denotan la concentración molar, sin incluir de forma directa la constante de Henry.

$$x_l^w = 1 - x_l^a \quad [\text{Ec. 87}]$$

$$x_g^a = 1 - x_g^w \quad [\text{Ec. 88}]$$

2.6.5. Modelo cinético clásico

Este modelo es usado ampliamente en la disolución de los contaminantes. Por ejemplo, la Ecuación 89 define este comportamiento [89].

$$Q_{\alpha \rightarrow \beta}^K = k_{\alpha \rightarrow \beta}^K a_{\alpha \rightarrow \beta} (C_{\beta,s}^K - C_{\beta}^K) \quad [\text{Ec. 89}]$$

Al analizar los términos de la Ecuación 89, se detalla que $Q_{\alpha \rightarrow \beta}^K$ se expresa en $[kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ y es la transferencia de masa del componente K de la fase alpha a la fase beta, $k_{\alpha \rightarrow \beta}^K$ está expresado en $[m \cdot s^{-1}]$ y es el coeficiente de tasa de transferencia de masa, $a_{\alpha \rightarrow \beta}$ está expresada en $[m^{-1}]$ y es el área específica que existe entre las dos fases alpha y beta y $C_{\beta,s}^K$ se expresa en $[kg \cdot m^{-3}]$ que es la solubilidad límite del componente k en la fase b . Se puede entender a la Ecuación 89 como una variable de la densidad en función del tiempo.

2.7. Conclusiones del capítulo

En este capítulo se ha definido la sustentación analítica del modelo de condensación empezando el estudio del cambio de fase con las ecuaciones de Rohsenow y Borishanski en estado inicial, posterior se usan los criterios de estudio de Forster y Zuber para el análisis del fenómeno como un modelo bifásico.

El estudio de la condensación va desde el inicio en la etapa de nucleación descritas por las ecuaciones de Clausius Clapeyron, las mismas que permiten el estudio del fenómeno hasta la formación de la gota en el final de la nucleación sustentado por los estudios de Borishanski.

Se procedió a utilizar estudios de condensación en modelos ya conocidos como los de placas planas, tubos horizontales y verticales, para obtener un punto de partida al análisis en superficies complejas, se define de igual manera, como una consecuencia de la condensación el comportamiento y la influencia del vapor no condensable representado por D_{AG} .

CAPÍTULO III

ANÁLISIS NUMÉRICO

El uso de la simulación numérica para resolver diferentes tipos de problemas en flujos que existen en la industria y la naturaleza va en aumento gracias a la confiabilidad de los resultados que estos pueden dar. Por mencionar algunas de las técnicas numéricas se tiene LES (Large Eddy simulation), RANS (Reynolds Average Navier Stokes Equations), DNS (Direct Numerical Simulations), los cuales son modelos de resolución que tienen distintas ventajas unos sobre otros en determinados campos de aplicación. Por ejemplo, LES puede trabajar con números de Reynolds muchos más grandes que DNS [95]. En este capítulo se presenta el análisis numérico del fenómeno, la definición del modelo computacional utilizado, el parametrizado de la malla de análisis y los resultados termodinámicos obtenidos. El desarrollo se realiza en condiciones estables de trabajo de los eyectores definidos en el Capítulo II, por último, se analiza la comparación de ambos eyectores bajo regímenes de trabajo similares y condiciones iguales.

3.1. Aplicación de modelos numéricos

La simulación numérica cada vez entrega datos más confiables, incluso se llega a establecer que se pueden obtener resultados y mediciones más precisas que ensayos experimentales [96]. La diferencia se da en el costo de implementar experimentos de laboratorio y realizar sus respectivas mediciones que implican una inversión elevada, son necesarios instrumentos de medición precisos, comunicación y procesamiento de señales obtenidas por sensores, por ejemplo: en la medición de velocidad de flujo en turbulencia, se utiliza LDA (Large Doppler Anemometers) o Hot wires, osciloscopios para medir las frecuencias y más. El tiempo de implementación de estos experimentos también es significativo, ya que es necesaria la construcción y arreglos de cientos de prototipos. Por esta razón el uso de herramientas computacionales como la simulación numérica se justifica plenamente al reducir tiempos y costos. Una estrategia sin duda muy eficaz para mejorar los procesos industriales y el camino a la innovación se vuelve más fácil. Los procesadores de computadoras son más rápidos, un estudio numérico de flujo turbulento dentro de un entorno con LES, puede llevar hasta 2 meses de simulación.

3.2. Modelos multifásicos

Para el análisis del presente estudio numérico, los fenómenos de evaporación y condensación fueron llevados a cabo. Se presenta, a continuación, los modelos usados en ANSYS para resolver este tipo de estudios en flujos multifásicos, existen tres modelos disponibles que son:

- VOF model,
- Mixture model, y
- Eulerian model.

Cada uno de estos presenta ventajas frente a los otros en determinados tipos de flujo. Es de notar rápidamente que Eulerian model entrega resultados más exactos que los demás debido a que utiliza ecuaciones más rigurosas al momento de evaluar la transferencia de calor y de masa, así como también las fuerzas diferenciales que existen dentro de las fases.

3.3. Modelos de condensación

Existen dos modelos de evaporación y condensación que son modelo de Lee y modelo Thermal Phase Change, en este análisis se usa el modelo de Lee.

3.3.1. Modelo de Lee

Los modelos VOF model y Mixture model utilizan para la transferencia de masa el modelo de Lee, en la formulación para el modelo Eulerian, los modelos Lee y Thermal phase change pueden ser utilizados, sin diferencia.

En el modelo de Lee para evaporación y condensación la siguiente Ecuación 90 puede ser utilizada.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_v \rho_v) + \nabla \cdot (\alpha_v \rho_v \vec{V}_v) = \dot{m}_{lv} - \dot{m}_{vl} \quad [\text{Ec. 90}]$$

ANSYS define como positiva la transferencia de masa desde el líquido hacia el vapor como se puede apreciar en el lado izquierdo de la igualdad en la Ecuación 90. Basado en las temperaturas del entorno del problema se establece que:

Si $T_l > T_{sat}$ en evaporación se cumple $\dot{m}_{lv} = coef f * \alpha_l \rho_l \frac{(T_l - T_{sat})}{T_{sat}}$

Si $T_l < T_{sat}$ en condensación se cumple $\dot{m}_{vl} = coef f * \alpha_v \rho_v \frac{(T_{sat} - T_v)}{T_{sat}}$

Hertz Knudsen [97] estableció con la teoría cinética, el flujo de masa que se evapora y se condensa para una superficie plana, mediante la Ecuación 91.

$$F_{e,c} = \beta \sqrt{\frac{M}{2\pi RT_{sat}}} (P^* - P_{sat}) \quad [\text{Ec. 91}]$$

El factor de regulación indica la fracción de moléculas de vapor que van hacia el líquido y son absorbidos por este. La presión parcial del vapor en la interfase se puede obtener de la Ecuación 92 que fue definida por Clapeyron-Clausius.

$$\frac{dP}{dT} = \frac{i}{T(v_v - v_l)} \quad [\text{Ec. 92}]$$

Basado en esta expresión se puede obtener la variación de la temperatura en función de la presión cerca de la temperatura de saturación, es de notar la gran importancia que tiene la temperatura de saturación del fluido en cuestión ya que esta determinará el límite en el cual la transferencia de masa iniciará, y los coeficientes de transferencia de calor de igual manera entrarán en otras zonas y modelos para su análisis. La Ecuación 93 de Clausius- Clapeyron se extiende de este modo cerca de la temperatura de saturación con la siguiente ecuación.

$$(P^* - P_{sat}) = - \frac{i}{T(v_v - v_l)} (T^* - T_{sat}) \quad [\text{Ec. 93}]$$

Insertando esta ecuación en la de Hertz Knudsen [97] se obtiene la Ecuación 94.

$$F_{e,c} = \beta \sqrt{\frac{M}{2\pi RT_{sat}}} i \left(\frac{\rho_v \rho_l}{\rho_l - \rho_v} \right) \frac{(T^* - T_{sat})}{T_{sat}} \quad [\text{Ec. 94}]$$

Donde β se aproxima a 1.0 para las condiciones de equilibrio, dentro de la curva de gas en la Figura 41.

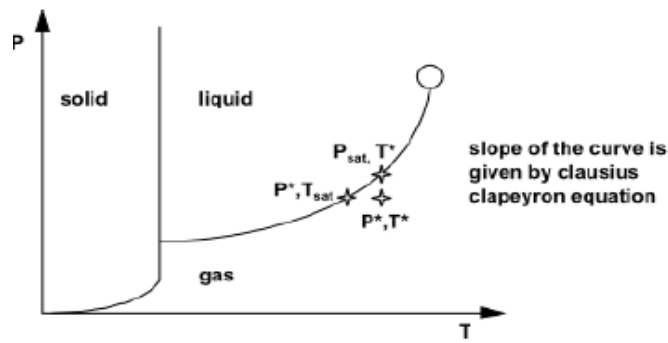


Figura 41. Curva de saturación de Clausius Clapeyron. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 41 se puede observar las distintas regiones que existen en las interfaces del flujo multifásico. Es claro cómo se proyecta la presión vs la temperatura utilizando las ecuaciones antes mencionadas de Clausius - Clapeyron, en zonas cercanas a la presión y temperatura de saturación. La importancia del tamaño de las burbujas es fundamental, aquí se lleva a cabo los mecanismos de transferencia de masa y de calor. En los modelos Eulerian y Mixture el régimen de flujo se asume que es disperso. Si se asume que todas las burbujas poseen el mismo diámetro se establece el área de interferencia como:

$$A_i = \frac{6\alpha_v\alpha_l}{d_b} \quad [\text{Ec. 94}]$$

Con esto queda definido el modelo de resolución de evaporación y condensación según los modelos de Eulerian y Mixture. El diámetro de las burbujas y el coeficiente de acomodación no siempre quedan bien definidos, así que hay que ajustarlos con ensayos experimentales. ANSYS por configuración se utiliza 0.1.

En el modelo de Lee, la transferencia de masa está gobernada por completo por los procesos de transferencia de calor y los balances de energía, no se necesita regular los parámetros de la transferencia de masa como en el modelo thermal phase change. Debido a esta razón se recomienda utilizar el modelo Eulerian con la formulación de transferencia de calor de Lee, cuando se analiza la evaporación y condensación.

3.4. Fluent

El siguiente procedimiento se ha realizado para ambos casos, estudio de tobera convergente - divergente y flauta de vapor. Primero se inicia activando la configuración solver de transient, debido a que el tiempo es parte fundamental de este estudio, se elige el modelo Eulerian, ya que como se explicó antes, es el que mejores y más refinados resultados entrega por el tipo de ecuaciones que utiliza. El modelo de turbulencia será κ - ϵ (kappa épsilon) por la presencia de flujos turbulentos definidos por el número de Reynolds. Se toman en cuenta el arrastre, la transferencia de calor, tensión superficial y la transferencia de masa según corresponde a este caso particular de evaporación - condensación. Durante el proceso se establece los modelos de presión y velocidad tal que la convergencia no tenga problema y se adapte a las necesidades requeridas.

3.5. Tobera convergente - divergente análisis numérico

Para el análisis de este elemento se han determinado 4 velocidades considerando parámetros únicos de trabajo, los cuales corresponden a:

- Caso A. $2836,66 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ velocidad máxima en condición supersónica estable,
- Caso B. $2419,25 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ velocidad supersónica de trabajo,
- Caso C. $2000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ velocidad mínima requerida mantener comportamiento supersónico, y
- Caso D. $1000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ velocidad inferior a Mach 1.

En la Figura 42 se muestra la relación de fracción de volumen del vapor entre todas las velocidades analizadas, se aprecia que, a mayor velocidad, casos A y B, el vapor toma parte de un espacio determinado en el tanque, considerado como el inicio óptimo para la generación de embriones térmicos y lo más importantes es la presencia de dos zonas claramente limitadas entre valores de calidad 1 y 0, esencial para el contacto térmico interfacial. Al contrario, con las velocidades bajas, casos C y D, se observan zonas sin geometrías específicas en las cuales la condensación se detiene y genera predominantes lugares con calidad mayor a 0,5 y 1, se caracteriza por un aumento considerable de entropía en el sistema.

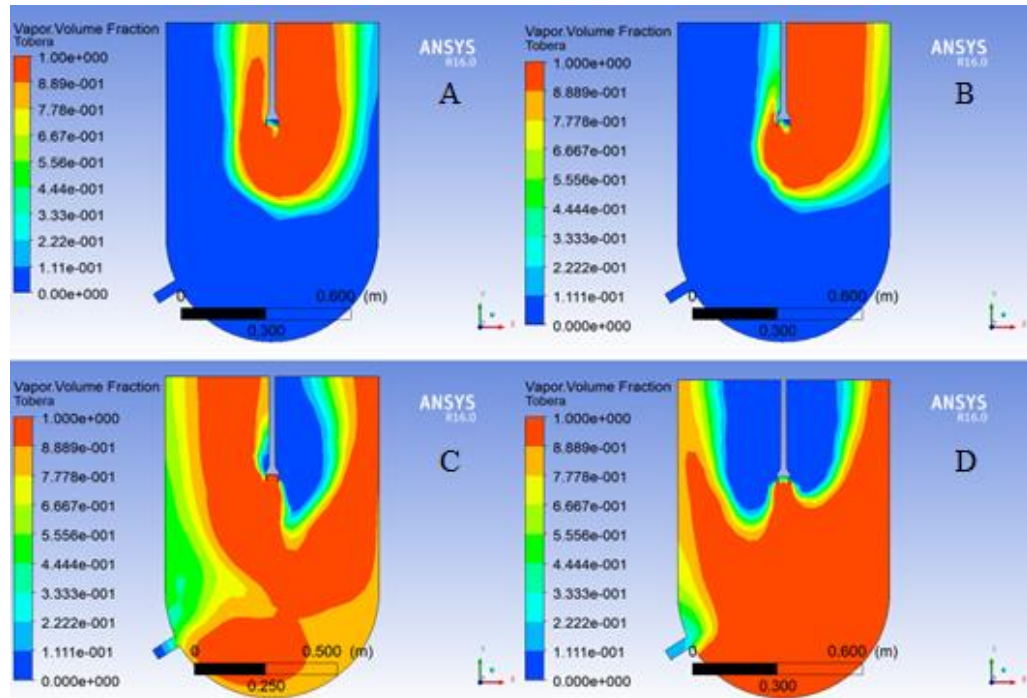


Figura 42. Tobera, contorno de fracción de volumen. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 43 se presenta la variación de densidad del sistema en general.

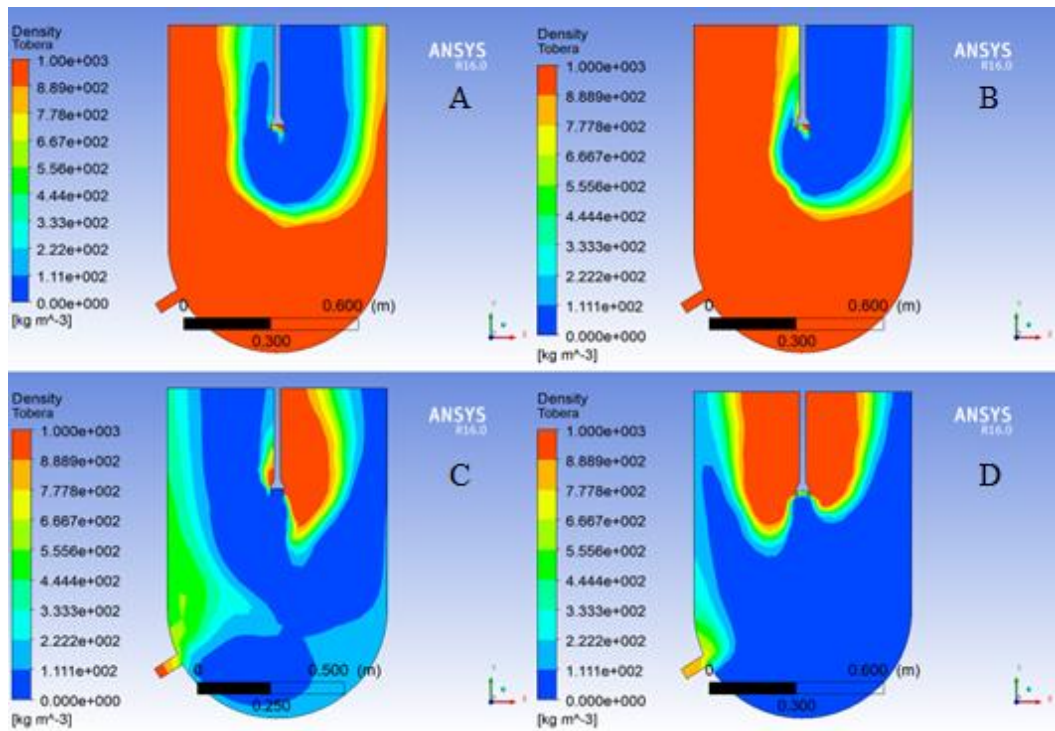


Figura 43. Tobera, contorno de densidad. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Las zonas formadas en los contornos de densidad varían conforme a la temperatura, por lo tanto, es posible determinar el cambio de fase que está llevando a cabo el vapor, en los casos A y B la densidad decrece en las zonas de calidad 1 confirmando la alteración de masa que finaliza en el cambio de fase.

De igual manera es importante analizar el diferencial de presión que mantiene el sistema, debido a que la presión puede modificar los parámetros de comportamiento térmico, la Figura 44 sobre contornos de presión muestra en el caso A se obtiene grandes variaciones de presión, lo cual provoca desventajas en la estabilidad del flujo, los casos C y D presentan presiones no muy altas en comparación a la atmosférica, que se entiende como pérdida de presión, el caso B presenta comportamiento adecuado, presiones cercanas a 0,4 MPa.

Todos los casos presentan depresiones debido a la intensidad de velocidad que arrastra al flujo, dicha caída de presión se genera en la parte superior del tanque debido a que es el único límite abierto en el cual se puede perder o ganar presión.

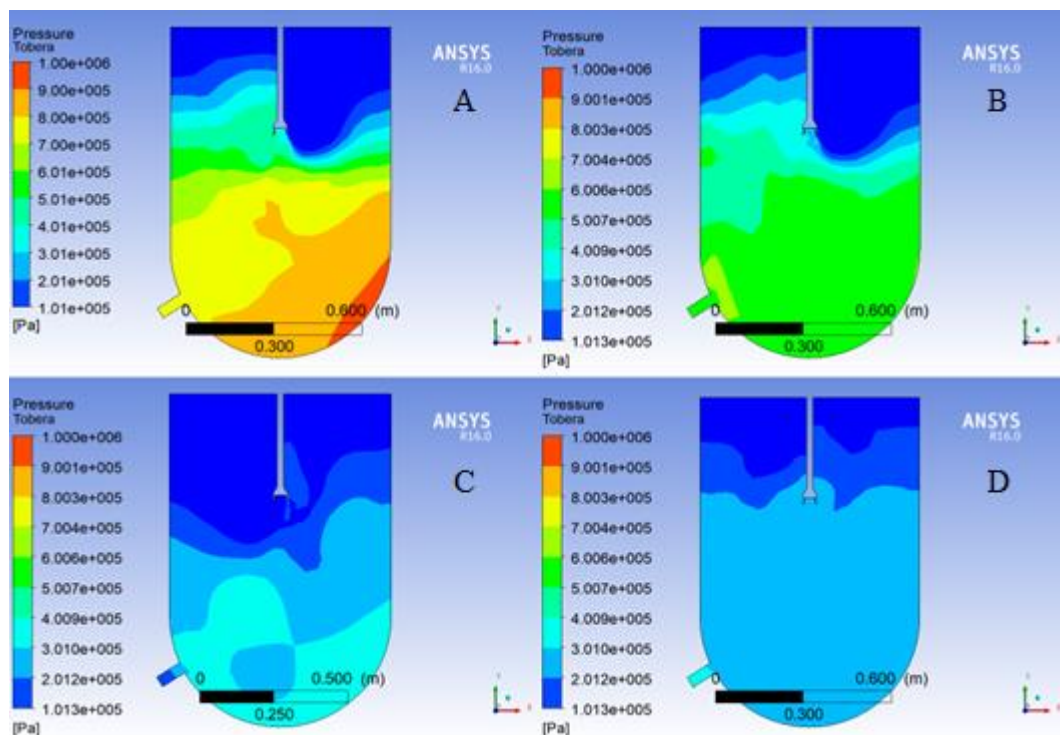


Figura 44. Tobera, contorno de presión. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 45 se observan los vectores de velocidad, permiten apreciar cuál es el sentido de movimiento que tiene el fluido dentro del tanque, es importante debido a la necesidad de conocer la magnitud de la velocidad y la dirección de movimiento del flujo para formar los embriones de cambio másico, los casos A y B mantienen velocidades dentro de los parámetros supersónicos, se puede notar en el lado derecho del tanque el flujo en forma de espiral que en análisis térmico corresponde a un embrión térmico desarrollado en totalidad, de igual manera la velocidad más alta se dirige hacia el fondo del tanque, lo cual es eficiente para el intercambio de temperatura entre sustancias, en los casos C y D se pierde velocidad hasta salir del rango Mach 1.2, por lo cual se determina que estas velocidades de trabajo generan muchas pérdidas en el sistema, no hay presencia de flujo en suficiente cantidad para formar embriones o cascarones térmicos, la mayor deficiencia de estos dos casos es que el flujo no alcanza amplias zonas de penetración en el tanque y en particular en el caso D, el vapor se dispersa en el agua. En general todos los casos pierden velocidad, sin embargo, los casos A y B aún son aptos para mantener las condiciones de trabajo en valores aceptables, es decir, condiciones supersónicas.

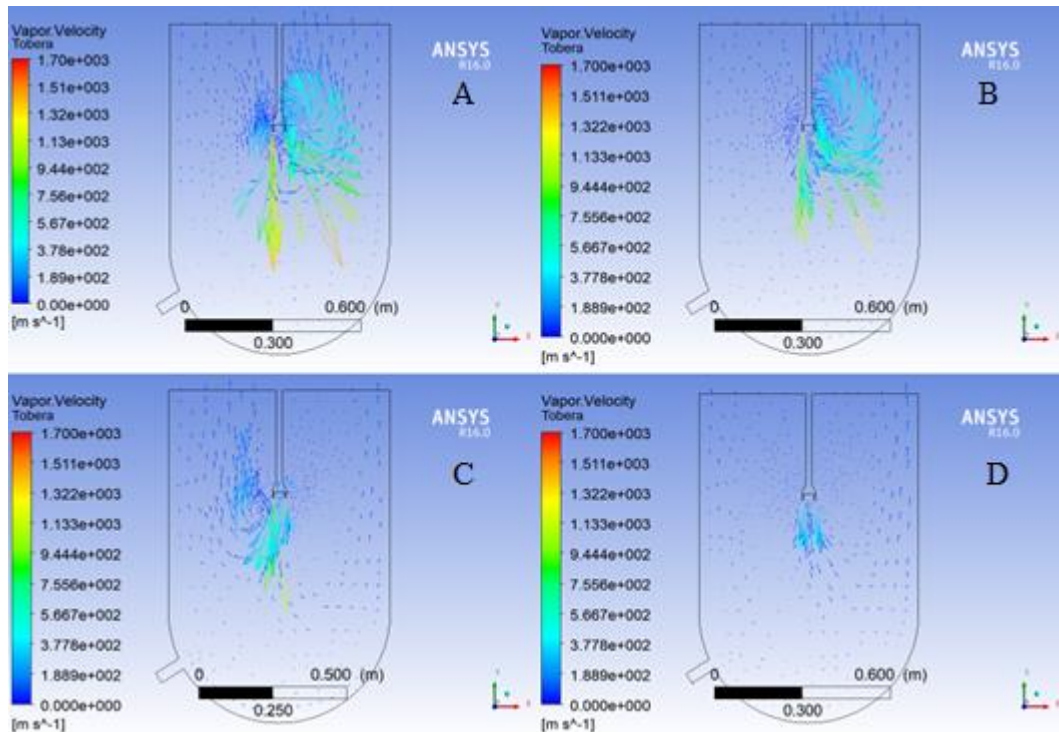


Figura 45. Tobera, vector de velocidad. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

3.6. Flauta de vapor análisis numérico

Para el análisis de condensación en la flauta de vapor se toma en cuenta cuatro velocidades distintas las cuales son:

Caso E. $450 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ la velocidad mínima en donde se puede apreciar pequeños cambios en la variación de fases del estudio,

Caso F. $500 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ es la velocidad de funcionamiento del instrumento dado por su fabricante,

Caso G. $550 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ se decidió aumentar el intervalo que existe entre la velocidad más baja y la de funcionamiento, y

Caso H. $1000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ es el doble de velocidad de funcionamiento para analizar sus resultados.

En la Figura 46 se aprecia que existe mayor fracción de volumen del vapor en la parte superior del tanque en los cuatro casos de diferentes temperaturas debido a que el vapor se estanca en esa parte del tanque, en la parte inferior existe vapor que se está condensando y está perdiendo su fracción de volumen o también conocida como calidad, representa que la parte azul de los cuatro casos es vapor que está por llegar al estado líquido. En el caso E hay poco vapor condensado debido a que no existe mezcla entre el agua y el vapor, el líquido condensado se genera por ligeros cambios térmicos en el sistemas global y no por la interacción de las masas, en este caso el agua recibe temperatura para evaporarse, generando el efecto inverso al deseado, en el caso F que se considera como la velocidad recomendada por el fabricante, permite obtener buena mezcla y así, condesado de la mitad de la cantidad o de la mitad del vapor que se encuentra en el tanque, en el caso G se obtiene acumulación de vapor en uno de los lados del tanque, se puede considerar esa masa de vapor como pérdida de masa, porque se puede perder en el ambiente, en el caso H se usa velocidad muy alta, ya que el vapor se está moviendo para la zona inferior del tanque y esto demuestra que en un tiempo considerable el tanque se llena de vapor y evapora toda el agua contenida.

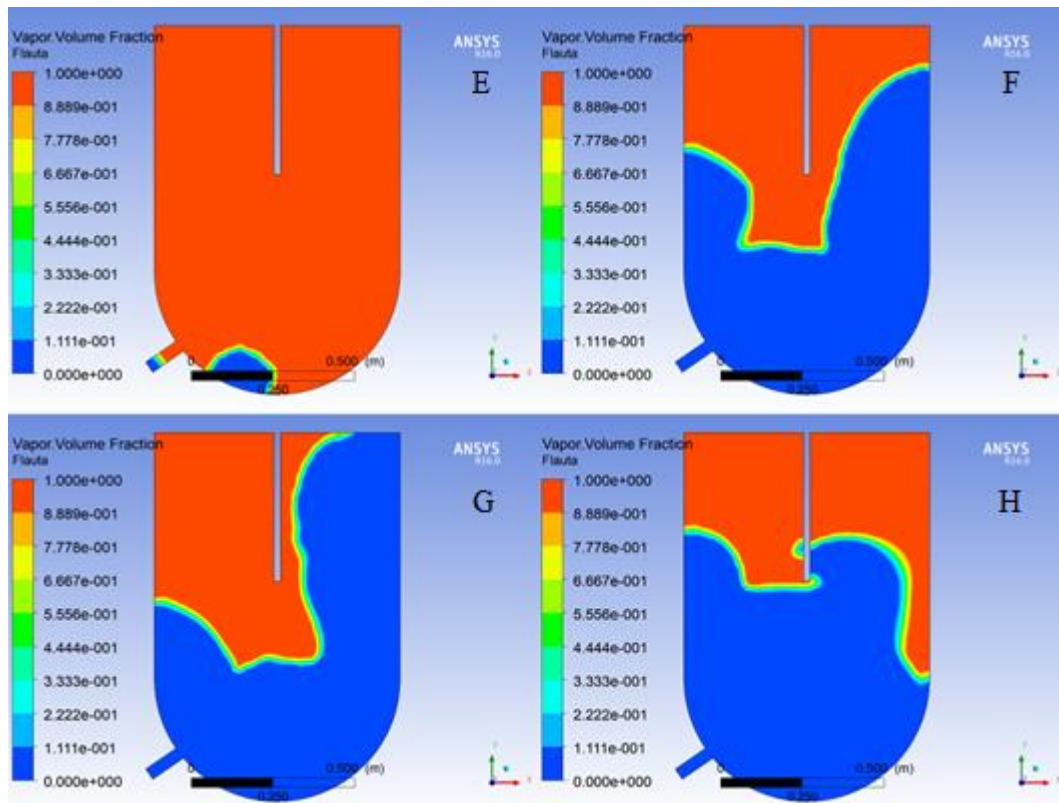


Figura 46. Flauta, contorno de fracción de volumen. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 47 se logra apreciar el contorno de densidad del sistema global, el cambio de densidad permite conocer la variación de la temperatura que tiene la sustancia, en el sistema global se observa que la densidad varía de manera específica, en la parte superior del tanque existe una temperatura elevada donde el vapor se concentra en mayor cantidad dando un resultado de menor densidad, en la parte inferior existe temperatura baja donde se concentra más agua dando un resultado de mayor densidad llegando a valores hasta de $1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. En el caso E existe poco condensado y mayor parte se concentra como fase de vapor, que se representa con densidad baja, en el caso F, con la velocidad ideal se tiene en la mitad del tanque densidad alta y se puede determinar que se tiene temperatura baja, la densidad se puede decir, que es simétrica tanto en la parte de arriba como en la de abajo, en semejantes proporciones, en los casos G y H se tiene formación desproporcionada de la densidad, con lo cual se determina que las velocidades están muy elevadas generando desorden en la mezcla para la condensación.

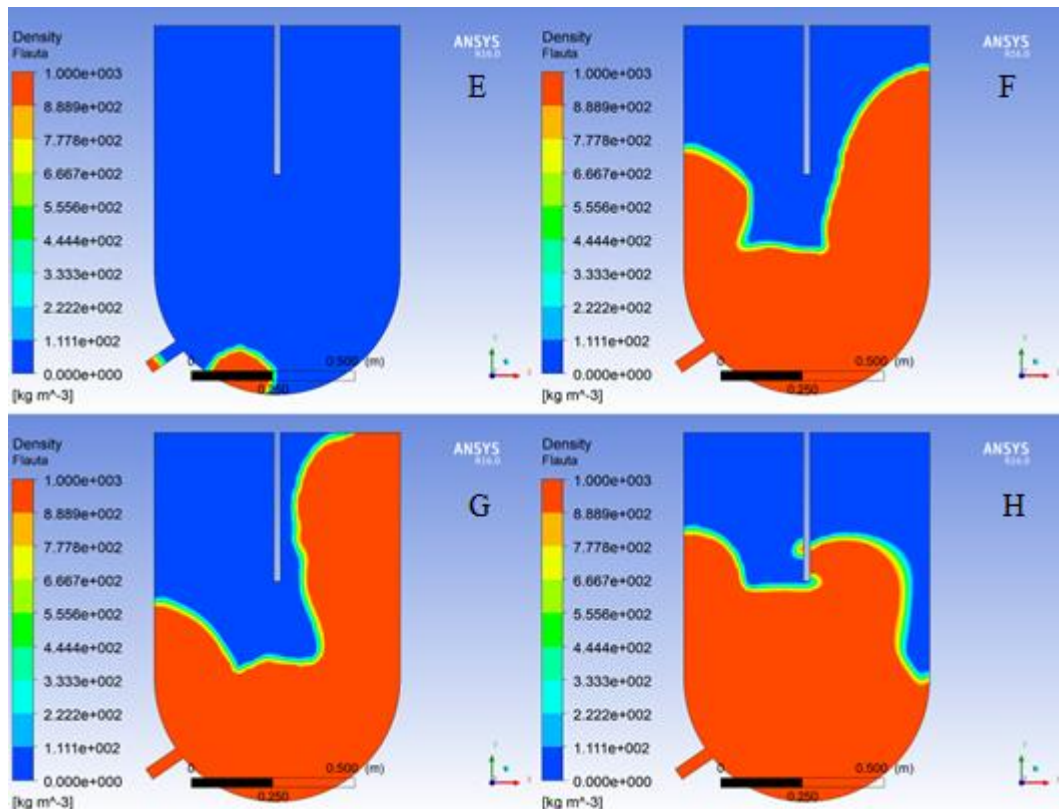


Figura 47. Flauta, contorno de densidad. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 48 se puede analizar el comportamiento de la presión de acuerdo a las velocidades de inyección, la presión no es una magnitud dependiente de la presión sin embargo en este caso al tener altas velocidad en un tanque cerrado, se generan golpes del vapor contra el agua o las paredes del tanque, este impacto genera pérdidas o ganancias de presión y se denominan presiones de choque, al analizar el caso E se obtiene como resultado presión uniforme aproximada a la presión atmosférica, la pérdida de presión no es considerable; en los casos F y G existe variación de presión en la parte inferior del tanque que es donde se está condensando el vapor, esta zona coincide con ser el punto de impacto del vapor contra el tanque, las variaciones en el movimiento del vapor, la presión generada y la turbulencia generada beneficia a la interactividad térmica entre el agua y el vapor; en el caso H se obtiene en el lado derecho del tanque presión negativa, conocida como presión de arrastre, genera mayor turbulencia y la inestabilidad del flujo al impactar provoca dos direcciones de flujo contrarias y de esa manera incrementa la zona con depresión.

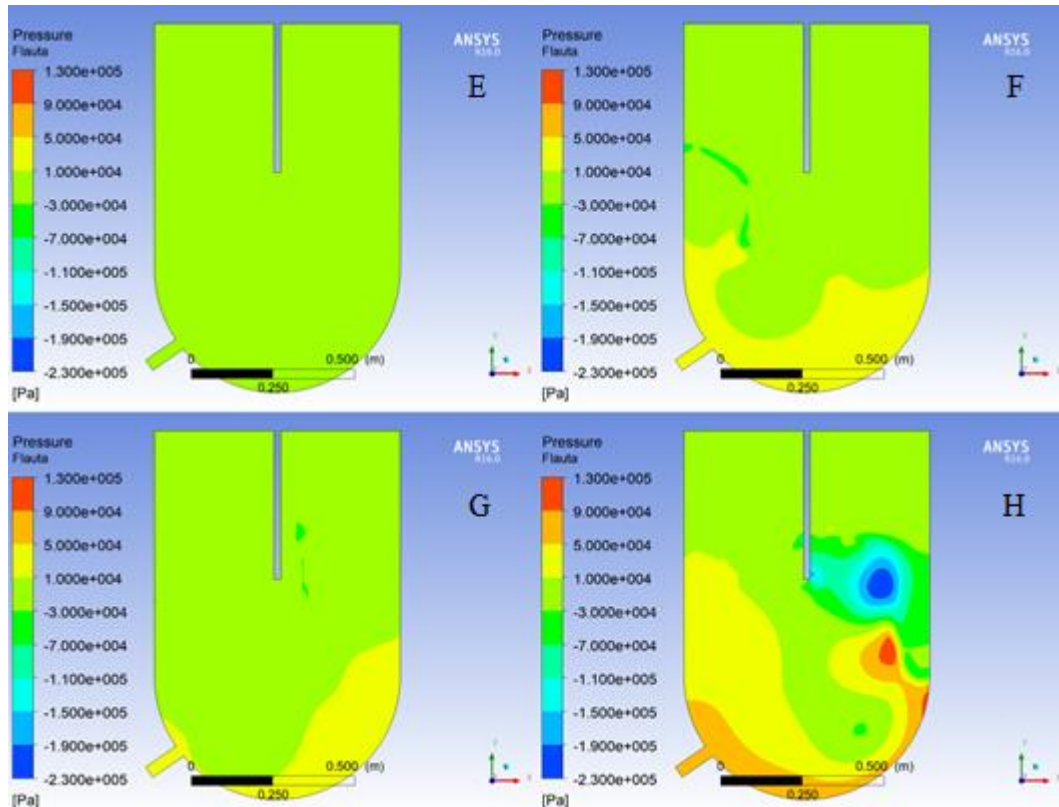


Figura 48. Flauta, contorno de presión. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

A continuación, en la Figura 49 se aprecian los patrones directrices de movimiento de flujo, representados por los vectores de velocidad en cada uno de los casos. En el caso E se tiene vectores simétricos que van hacia el inferior de los lados del tanque, se observa un cascarón térmico desarrollado en todo el perfil, mientras que en el caso F se aumenta la velocidad y se tiene los vectores hacia el centro y enseguida la mezcla se pierde y se dirige hacia la salida del tanque en la zona superior, la desviación en el sentido del flujo se origina por causa del choque de los sentidos del flujo, en el caso G existe la formación de vectores con varias direcciones debido a la alta velocidad y el choque de flujos por la forma del tanque circular en su base, la mezcla no es homogénea y gran cantidad del vapor no alcanza profundidad en el tanque, por último en el caso H con velocidad alta, los vectores de se dirigen hacia las paredes del tanque donde pierden velocidad y la mayor parte del vapor tiende a irse para arriba y no mezclarse con el agua que se tiene en la parte inferior, en las dos salidas de expulsión la velocidad es alta y la dispersión se genera en más de la mitad de la cantidad de masa de agua.

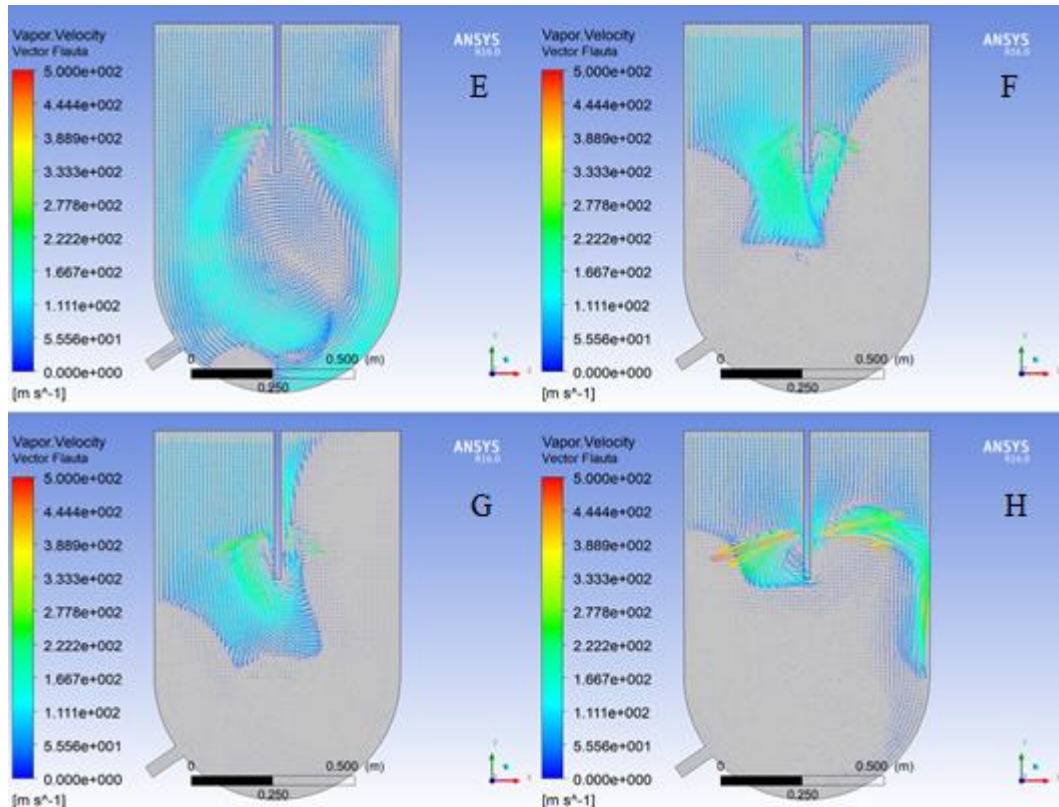


Figura 49. Flauta, vector de velocidad. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

3.7. Análisis comparativo

Es importante comparar los eyectores, a pesar de la diferencia en los rangos de trabajo en los que se utilizan, debido a que se debe aclarar bajo cuáles lineamientos es necesario utilizar cada instrumento. Evaluando la velocidad, sin duda, la flauta se considera aceptable por la menor energía que se requiere para alcanzar velocidades más bajas en comparación a la tobera. Al comparar la presión se concluye que la tobera es mejor eyector debido a que la presión genera energía en el impacto, al contrario, en la flauta, la inyección lenta genera variación gradual de presión, que resulta en pérdidas significantes.

Por último, el más importante criterio de comparación se centra en los contornos de vectores de velocidad, en el cual la tobera convergente – divergente alcanza mayor penetración en el tanque y mejor mezclado, de igual forma la dirección de salida del vapor permite que el vapor interactúe con mayor masa de agua.

En el caso de la tobera convergente - divergente existe considerable variación de presión como se aprecia en la Figura 50, en las paredes del tanque se puede notar presiones altas, de manera específica, en el lado derecho. En el caso de la flauta se mantiene presión constante en cero, aunque en la zona de inyección se genera depresión, generando succión de aire en el sentido de la inyección del vapor hacia el interior del tanque.

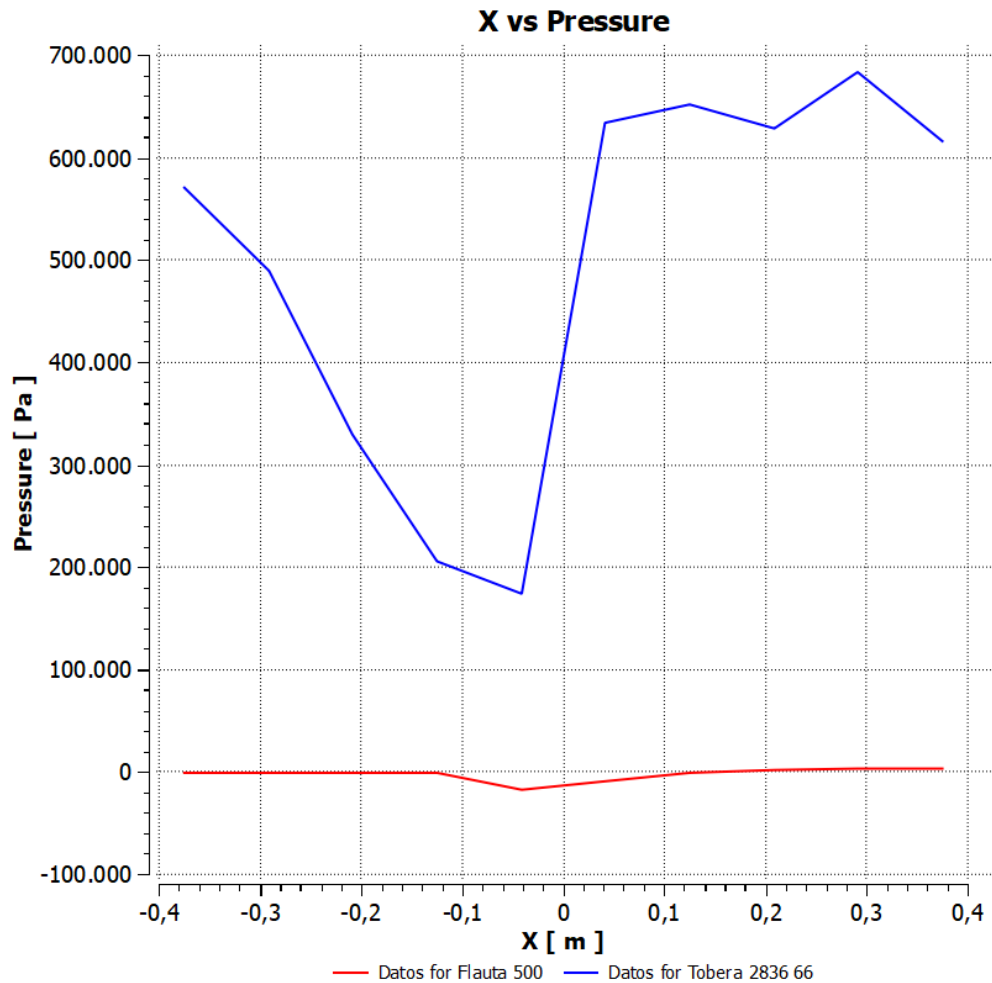


Figura 50. Distancia vs Presión. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 51 se compara la velocidad en relación a la distancia, la mayor velocidad del vapor se obtiene en la tobera convergente - divergente, la cual permite tener mejor mezclado de agua vapor y agua líquida, la velocidad alta de la tobera convergente – divergente se encuentra en el lado lateral izquierdo del tanque con valor pico de $340 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, la velocidad obtenida en el lado derecho es baja en relación al lado opuesto, alrededor de $50 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$.

En el caso de la flauta la velocidad del vapor presentada a lo largo del tanque es baja, con valor máximo de $125 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, presentándose velocidad semejante a $0 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ en el lado derecho del tanque.

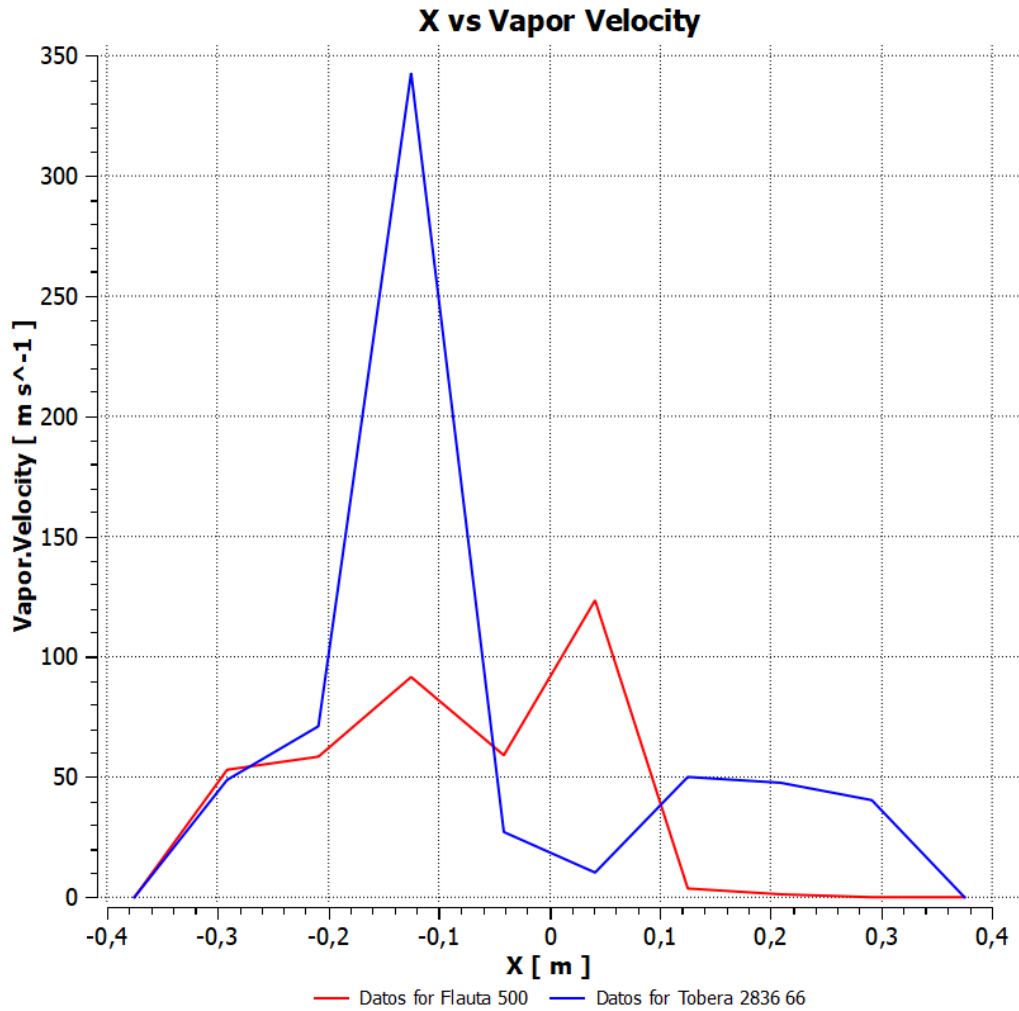


Figura 51. Distancia vs Velocidad de vapor. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

En la Figura 52 se aprecia la variación de la cantidad de vapor, en la tobera el resultado de fracción de volumen de vapor varia a lo largo del tanque. Debido a las bajas velocidades de inyección del vapor en la flauta, existe estancamiento de vapor en el lado izquierdo mientras que al derecho el líquido es apreciable en su totalidad.

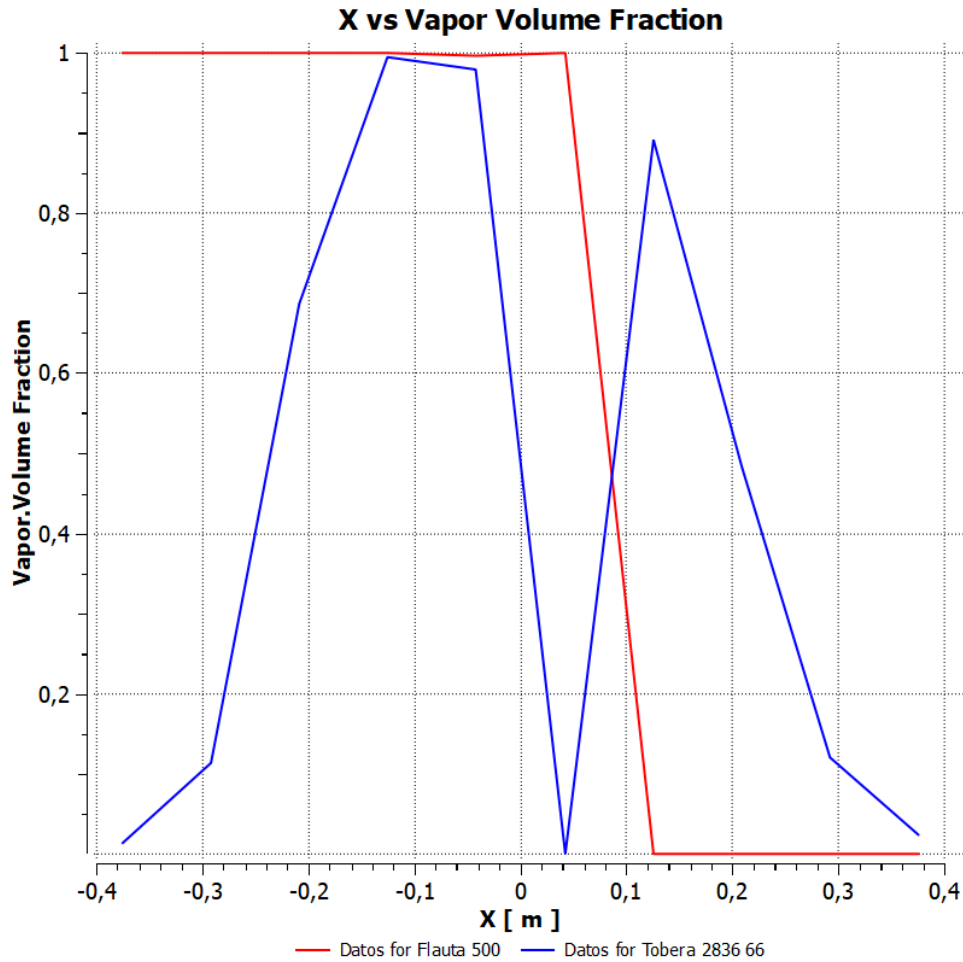


Figura 52. Distancia vs Fracción de volumen de vapor. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

3.8. Conclusiones del capítulo

Se determina el modelo de Lee, para el análisis térmico del fenómeno, debido a la necesidad de estudiar el comportamiento de la sustancia en dependencia de la temperatura que posee. Los modelos iniciales para tobera convergente - divergente parten con la velocidad de $2836,66 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ hasta $1000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y se reduce en magnitudes determinadas por condiciones de trabajo y recomendaciones del fabricante.

Los modelos iniciales para flauta se dan entre $450 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y $1000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, donde la velocidad de $450 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ es la mínima que da resultados claros dentro de los modelos de condensación conocidos y la de $1000 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ que es el doble de la velocidad optima que se utilizó en este caso, el modelo recomendado en la flauta es de $500 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ que corresponde a la velocidad de funcionamiento dada por el fabricante.

CONCLUSIONES GENERALES

En base a los estudios realizados y resultados obtenidos se puede elegir a la tobera convergente - divergente como el eyector con mejores prestaciones para realizar el proceso DCC en condición de inyección supersónica, las pérdidas de velocidad son menores al 40% y el rango de trabajo llega hasta $1700 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$; en consecuencia, el cambio de masa es 10% mayor en la tobera que en la flauta de vapor.

El área de expulsión y la ubicación del eyector influyen en la mezcla y la relación física de las sustancias, la tobera convergente - divergente permite que el vapor alcance profundidad de un metro, en el fondo del tanque, al tener la zona de expulsión hacia abajo y en el centro, esto induce que la tasa de condensación alcance el 60% de la masa de vapor inyectado en seis segundos, 10% del volumen de vapor se presenta como masa en transición y 30% en estados mono fásicos; la flauta de vapor por su parte, provoca 2% de mezcla al tener la zona de expulsión hacia los lados en el plano horizontal, el vapor no puede interactuar con toda el agua y por efecto del diferencial de densidades de entre $200 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y $880 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ el vapor tiende a subir y alejarse de la masa de agua presente en la parte baja del tanque. La DCC necesita alta transferencia de calor para lograr que el vapor pierda temperatura y se transforme en agua, de tal manera el desempeño térmico de los eyectores se puede evaluar al analizar la facilidad de crear cascarones o embriones térmicos de vapor en el tanque, se puede entender, al verificar que el eyector no toma energía a las sustancias y el calor no se acumula en un zona específica, los cascarones o embriones son volúmenes de masas a temperaturas fijas de 89°C , mientras el eyector entrega vapor los cascarones se mantienen estables y delimitados, al ser la tobera convergente – divergente el elemento que generó dos cascarones con diferencial térmico entre 19°C y 140°C , con mejor desempeño.

Los parámetros térmicos se definieron con temperatura de saturación de $142,49^\circ\text{C}$, el flujo constante de vapor a 150°C y el agua a temperatura de $16,9^\circ\text{C}$, al mantener la temperatura constante la densidad permanece dentro de rangos aceptables entre $889 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ a $1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y $0 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ a $220 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$, por último, el transporte de vapor se mantiene en condición turbulenta durante todo el proceso.

RECOMENDACIONES GENERALES

Para profundizar el análisis en el aspecto industrial, se recomienda ampliar el estudio a tanques fabricados en aceros inoxidable o aleaciones ligeras en el cual la transferencia de calor por convección sea considerable para alterar el estado energético del sistema, el estudio puede incluir variaciones en el porcentaje de pureza del vapor a condensar.

Es importante analizar la influencia de los agentes contaminantes y el comportamiento del fenómeno bajo estas instancias, de igual manera se puede profundizar en la influencia de la geometría de salida en relación a las velocidades de expulsión.

Es recomendable enfocar, de ser posible, el análisis del fenómeno DCC con vapor y líquido en movimiento, con velocidades supersónicas o combinaciones de Mach diferentes entre sí.

Por último, se recomienda realizar análisis térmico y de esfuerzo al tanque y los eyectores en base al desgaste y deformaciones provocadas por las altas temperaturas, el impacto del vapor en la inyección y la alta presión del sistema.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] A. Mills, *Transferencia De Calor*, Segunda Ed. Madrid: Mc Graw-Hill, 1995.
- [2] F. P. Incropera and D. P. DeWitt, *Fundamentos de la Transferencia de Calor*, Cuarta. Madrid: Prentice Hill, 2009.
- [3] M. Zemansky and R. H. Dittman, *Heat and Thermodynamics*, Seventh. Wisconsin: The McGraw-Hill Companies Inc, 2001.
- [4] K. Wark and D. Richards, *Termodinamica*, Sexta Edic. México DF: The McGraw-Hill Companies Inc, 2001.
- [5] D. Zhang, A. Zhao, J. Du, S. Tian, and X. Fan, "Experimental investigations on condensation heat transfer outside enhanced tubes; Effect of tube types," *2011 Int. Conf. Mater. Renew. Energy Environ.*, vol. 2, pp. 1338–1342, 2011.
- [6] K. Wark and D. Richards, *Termodinámica*, Sexta. Madrid: Mc Graw-Hill, 2001.
- [7] R. Dossat, *Principios de refrigeración*, Primera. México DF: CECSA, 1995.
- [8] B. V. Karlekar and R. M. Desmond, *Transferencia de Calor*, Segunda Ed. México DF: The McGraw-Hill Companies Inc, 1996.
- [9] I. Medica *et al.*, "Study of condensation water flow control on superhydrophilic and superhydrophobic upside down surfaces," no. 1, pp. 2–6.
- [10] S. Q. Li, T. Lu, L. Wang, and H. S. Chen, "Experiment study on steam-water direct contact condensation in water flow in a Tee junction," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 120, pp. 99–106, 2017.
- [11] D. Heinze, T. Schulenberg, and L. Behnke, "A physically based, one-dimensional three-fluid model for direct contact condensation of steam jets in flowing water," *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 106, pp. 1041–1051, 2017.
- [12] H. Prasser, R. Szijártó, A. Badillo, and B. Niceno, "International Journal of Multiphase Flow Condensation models for the water – steam interface and the volume of fluid method," *Int. J. Multiph. Flow*, vol. 93, pp. 63–70, 2017.
- [13] O. A. Jaramillo, "Intercambiadores de calor," Primera., vol. 1, Universidad Nacional Autónoma de México, Ed. México DF: Centro de Investigación de Energía, 2007, pp. 1–33.
- [14] Y. a. Cengel and A. J. Ghajar, *Transferencia de calor y masa*, Cuarta Edi. México DF: The McGraw-Hill Companies Inc, 2011.
- [15] J. P. Holman, *Transferencia de calor*, Décima. México DF: The McGraw-Hill Companies Inc, 2001.
- [16] J. Schmidt and D. Clark, "Analog simulation technique for modeling parallel-flow heat exchangers," *Power Appar. Syst. IEEE*, vol. 5, no. PAS-87, pp. 1300–1305, 1968.
- [17] Clayton de México, "Intercambiadores de Calor - Sistemas integrales de vapor." Clayton Industries, México DF, p. 122, 2015.
- [18] Y. a. Cengel and A. J. Ghajar, *Heat and mass transfer*, Fourth Edi., vol. 83, no. December. Reno, Nevada: The McGraw-Hill Companies Inc, 2011.
- [19] A. González, G. Martínez, and E. Aguillón, "Estudio de un condensador de vapor de capacidad de 3.2 MWt acoplado a un ciclo 'PWG' (Pressure water generation), el cual genera 300kWe.," UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO, 2013.
- [20] A. A. Márquez, J. Cejudo, F. Fernández, F. Domínguez, and A. Carrillo, "A comparison of heating terminal units : Fan-coil versus radiant floor , and the combination of both," *Energy Build.*, vol. 138, no. ELSEVIER, pp. 621–629, 2017.
- [21] R. Serway, L. Kirkpatrick, and J. Jewett, *Physics for Scientists and Engineers with Modern Physics*, Seventh Ed., vol. 1, no. California State Polytechnic University. México DF: CENGAGE Learning, 2008.
- [22] Y. a. Cengel and M. E. Boles, *Termodinamica*, Séptima Ed. Madrid: The McGraw-Hill Companies Inc, 2011.

- [23] Kadant, "Direct steam injection humidifiers," *Steam Systems*, 2015. [Online]. Available: <https://www.kadant.com/en-us/products/steam-systems>. [Accessed: 23-Aug-2017].
- [24] Kadant, "Kadant - Direct steam injection heater sizing," *Steam Systems*, 2015. [Online]. Available: <https://www.kadant.com/en-us/products/steam-systems>. [Accessed: 23-Aug-2017].
- [25] A. L. Neckel and M. Godinho, "Influence of geometry on the efficiency of convergent-divergent nozzles applied to Tesla turbines," *Exp. Therm. Fluid Sci.*, vol. 62, pp. 131–140, 2015.
- [26] B. Katona and K. Hannover, "Designing a Steam Jet Ejector and its Measuring Equipment," *Dep. Energy Eng. Budapest Univ. Technol. Econ.*, pp. 1–7, 2015.
- [27] F. J. Salvador, D. Jaramillo, J. V. Romero, and M. D. Rosell, "Using a homogeneous equilibrium model for the study of the inner nozzle flow and cavitation pattern in convergent-divergent nozzles of diesel injectors," *J. Comput. Appl. Math.*, vol. 309, pp. 630–641, 2015.
- [28] J. Mendoza, S. Ayala, O. Marino, and J. De la Cruz, "Mecánica Diesel Inyectores Hidráulicos," in *Mecánica Diesel*, 22nd ed., C. Agropecuario, Ed. Bogotá: Educar Editores S.A., 1983, p. 50.
- [29] Kadant, "Steam injection Heaters," *Steam Systems*, 2015. [Online]. Available: <https://www.kadant.com/en-us/products/steam-systems>. [Accessed: 23-Aug-2017].
- [30] ANSYS Inc., "Ansys platform and Ansys products.," *Ansys Products*, 2017. [Online]. Available: <http://www.ansys.com/products>. [Accessed: 06-Jun-2017].
- [31] R. Shannon and J. D. Johannes, "Systems Simulation: The Art and Science," *IEEE Trans. Syst. Man. Cybern.*, vol. 6, no. 10, pp. 723–724, 1976.
- [32] ANSYS Inc., "ANSYS Platform," *Ansys Products*, 2017. [Online]. Available: <http://www.ansys.com/products>. [Accessed: 04-Jun-2017].
- [33] M. Močilan, M. Žmindák, P. Pecháč, and P. Weis, "CFD simulation of hydraulic tank," *Procedia Eng. - ELSEVIER*, vol. 192, pp. 609–614, 2017.
- [34] R. Budynas and J. Keith Nisbett, *Diseño en ingeniería mecánica de Shigley*, Octava. México DF: Mc Graw-Hill, 2011.
- [35] spiraxsarco, "Steam Injectors _ Boiler Controls and Systems _ Spirax Sarco Spain," *I*, 2012. [Online]. Available: <http://www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Pages/steam-injectors.aspx>. [Accessed: 17-Aug-2017].
- [36] SpiraxSarco, "Inyectores de vapor," no. 11. SpiraxSarco, España, p. 2, 2012.
- [37] spiraxsarco, "Steam Injectors 2D CAD catalog," *I*, 2012. [Online]. Available: <http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/CAD/2D-Product-Drawings/Boiler-Controls-and-Systems/Steam-Injectors.aspx>
<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/CAD/2D-Product-Drawings/Boiler-Controls-and-Systems/Steam-Injectors.aspx>. [Accessed: 17-Aug-2017].
- [38] spiraxsarco, "Inyectores de vapor IN15, IN25M, IN40M," no. 2. SpiraxSarco, España, pp. 25–28, 1999.
- [39] Department of Aerospace and Ocean Engineering and Technology Virginia Institute, "Java Applets for Engineering Education," *I*, 2017. [Online]. Available: <http://www.engapplets.vt.edu/>. [Accessed: 19-Aug-2017].
- [40] Agencia Espacial Ecuatoriana EXA, "Condiciones Climáticas actuales en Quito, Ecuador," 2017. [Online]. Available: <http://quito.exa.ec/Current.htm>. [Accessed: 06-Aug-2017].
- [41] W. J. Devenport, "Converging Diverging Nozzle," 2001. [Online]. Available: <http://www.engapplets.vt.edu/fluids/CDnozzle/cdinfo.html>. [Accessed: 19-Aug-2017].
- [42] Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología (INAMHI), "Boletín

- Climatologico Anual 2015,” Quito, 2016.
- [43] W. Whitman C. and J. William R., *Tecnologia de la Refrigeracion y Aire Acondicionado*, 1st ed. México DF: Mc Graw-Hill, 2000.
 - [44] K. H. Lo and K. Kontis, “Supersonic flow over rounded contour bumps with vortex generators or passive longitudinal jets,” *Exp. Therm. Fluid Sci.*, vol. 85, pp. 213–228, 2017.
 - [45] I. Shames and R. Mott, *Mecanica de Fluidos*, Sexta Edic. México DF: Pearson Educación, 2006.
 - [46] B. Wang and M. Zhizhong, “Evaluation of Inputs for Mach Number Prediction Model Based on ANFIS,” *Coll. Inf. Sci. Eng.*, vol. 1, no. 978–1–4673–9714–8/16/2016 IEEE, pp. 2805–2809, 2016.
 - [47] C. Mataix, *Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas*, Segunda Ed. México DF: The McGraw-Hill Companies Inc, 2003.
 - [48] F. Monterrubio and Centro universitario de ciencias exactas e ingeniería, “Túneles de viento,” *Universidad de Guadalajara*, Guadalajara, p. 4, Jan-2009.
 - [49] J. Su, “Low Mach number limit of a compressible micropolar fluid model,” *Nonlinear Anal. Real World Appl.*, vol. 38, pp. 21–34, 2017.
 - [50] K. H. Lo and K. Kontis, “Flow characteristics of various three-dimensional rounded contour bumps in a Mach 1.3 freestream,” *Exp. Therm. Fluid Sci.*, vol. 80, pp. 228–243, 2017.
 - [51] spiraxsarco, “Vapor Saturado,” 2017. [Online]. Available: http://www2.spiraxsarco.com/esc/SS_Properties.aspx?country_id=ar&lang_id=arg. [Accessed: 16-Aug-2017].
 - [52] J. G. Collier and J. R. Thome, *Thome-Convective Boiling and Condensation-Clarendon Press*, Third Edit. New York: Clarendon Press OXFORD, 1994.
 - [53] R. Rohsenow, I. Nix, and G. Tanger, “A method of correlating heat transfer data for surface boiling of liquids,” in *A method of correlating heat transfer data for surface boiling of liquids*, First Edit., Massachusets: Pans. ASME, 1952, p. 969.
 - [54] W. Rohsenow, “Effect of vapour velocity on laminar and turbulent film condensation,” *Trans.*, pp. 1637–1643, 1956.
 - [55] K. Forster, H and N. Zuber, “Dynamics of vapour bubble growth and boiling heat transfer,” in *Dynamics of vapour bubble growth and boiling heat transfer*, First Ed., Atlata City: AIChE J, 1955, pp. 531–555.
 - [56] G. Ratiani and I. Shekrladze, “Study of the process of fully developed boiling of liquids,” in *Study of the process of fully developed boiling of liquids*, 4th ed., Heat Transfer Sov. Res., 1972, pp. 126–141.
 - [57] B. Mikic and W. Rohsenow, “A new correlation of pool boiling data including the effect of heating surface characteristics,” in *A new correlation of pool boiling data including the effect of heating surface characteristics*, 4th ed., United States: Journal Heat Transfer, 1969, pp. 245–250.
 - [58] V. Borishanski, “Correlation of the effect of presure on the critical heat flux and heat transfer rates using the theory of thermodynamic similarity.,” in *Correlation of the effect of presure on the critical heat flux and heat transfer rates using the theory of thermodynamic similarity.*, First Edit., Oxford: Pergamon Oxford, 1969, pp. 16–37.
 - [59] X. Tao, M. P. Nuijten, and C. A. Infante Ferreira, “Two-phase vertical downward flow in plate heat exchangers: Flow patterns and condensation mechanisms,” *Int. J. Refrig.*, vol. 85, pp. 489–510, 2017.
 - [60] T. Mostinskü, “Calculation of heat transfer and internal heat fluxes in boiling liquid based on law of corresponding states.,” *Calc. heat Transf. Intern. heat fluxes Boil. Liq. based law Corresp. states.*, vol. 4, no. Teploenergetika, pp. 50–62, 1963.
 - [61] P. Berenson, “Experiments on pool boiling heat transfer.,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 5, pp. 985–999, 1962.

- [62] H. Ivey and D. Morris, "The effect of test section parameters on saturation pool boiling burnout at atmospheric pressure," in *The effect of test section parameters on saturation pool boiling burnout at atmospheric pressure*, AEEW-R176., New England: UKAEA Repositorium, 1963.
- [63] L. Bernath, "Theory of local burnout and its application to existing data.," in *Chemical Engineering Program Symposium*, First Edit., Not Publisher, 1960, p. 95.
- [64] N. Zuber, "On the stability of boiling heat transfer.," *Transf. Heat ASME*, vol. 80, p. 711, 1958.
- [65] N. Zuber, M. Tribus, and J. Westwater, "The hydrodynamic crisis in pool boiling of saturated and subcooled liquids.," *Znt. Dev. Heat Transf.*, vol. 2, p. 230, 1961.
- [66] L. Bromley, "Heat transfer in stable film boiling.," *Chem. Eng. Progr. Symp.*, vol. 46, no. N°5, pp. 351–358, 1950.
- [67] A. Bergles and W. Rohsenow, "The determination of forced convection surface boiling heat transfer," *J. Heat Transf.*, vol. 86c, p. 365, 1964.
- [68] W. Jens and P. Lottes, "Analysis of heat transfer burnout, pressure drop and density data for high pressure water." 1951.
- [69] G. Hewitt, H. Kearsy, P. Lacey, and D. Pulling, "Burnout and nucleation in climbing film flow." p. AERE-R4374, 1963.
- [70] S. W. Churchill, J. Taborek, and B. D. Spalding, *Heat Exchanger Theory Handbook*, First Edit. United States: Library of Congress Cataloging in Publication Data, 1983.
- [71] J. Chen, "Correlation for boiling heat transfer to saturated liquids in convective flow," *Ind. Eng. Chem. Process Des.*, vol. 5, p. 322, 1966.
- [72] C. Dengler and J. Addoms, "Heat Transfer Mechanism for Vaporization of water in a vertical tube.," *Chem. Eng. Progr. Symp.*, vol. 52, no. 18, pp. 95–103, 1956.
- [73] G. C. Gardner, "Events leading to erosion in the steam turbine," *Proc. Inst. Mech. Engrs.*, 1963.
- [74] B. J. Mason, "Society processes physics studies," *Process Phys. Soc.*, vol. V: SN, pp. 64, 773, 1951.
- [75] K. Oswatitsch, "Angew Mathematics," *Mech. Univers. J.*, vol. 22, pp. 1–13, 1942.
- [76] E. McCornick, J. L. & Baer, "On the mechanism of heat transfer in dropwise condensation," p. 208, 1963.
- [77] I. N. Knacke, O. & Stranski, "The mechanism of evaporation," pp. 181–235, 1956.
- [78] R. S. Silver, "An approach to a general theory of surface condensers," *Inst. Mech. Engrs.*, pp. 339–376, 1964.
- [79] H. Silver, R. S. & Simpson, "The condensation of superheated steam," *Proc. Nat. Engng. Lab. Conf.*, 1961.
- [80] L. E. Kuchеров, R. Ya. & Rikenglaz, "The problem of measuring the condensation coefficient," *Dokl. Akad.*, pp. 1130–1131, 1960.
- [81] P. Saha, "Development of constitutive relations. Effect of pressure change.," *React. Saf. Res. Programs QPR*, 1977.
- [82] O. A. Colburn, A. P. & Hougen, "Design of cooler condensers for mixtures of vapours with non-condensing gases.," *Ind. Engng. Chem.*, pp. 1178–1182, 1934.
- [83] W. Nusselt, "Die Oberflächenkondensation des Wasserdampfes.," *Zeitschr. Vetdeutsch*, p. 60, 541 569, 1916.
- [84] K. J. Bell, "Interpretation of horizontal in tube condensation heat transfer correlations using a two-phase flow regime map," *11th Nat. Heat Transf. Conf. Minneap. Minn.*, 1969.
- [85] J. C. Chato, "Laminar condensation inside horizontal and inclined tubes.," *ASHRAE*, pp. 52–60, 1962.
- [86] A. P. Carpenter, E. F. & Colburn, "The effect of vapour velocity on condensation inside tubes.," *Proc. og Gen. Discuss. Heat Transf.*, pp. 20–26, 1951.
- [87] W. Akers, "Condensation heat transfer within horizontal tubes," *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, p. 55, 1959.

- [88] M. M. Shah, "A general correlation for heat transfer during film condensation inside pipes.," *Int. J. Heat Mass Transf.*, pp. 547–446, 1979.
- [89] B. Bird, W. Stewart, and E. Lightfoot, *Fenómenos de transporte*, Segunda Ed., vol. 1. México DF: LIMUSA WILEY, 2006.
- [90] J. Niessner and S. M. Hassanizadeh, "Mass and Heat Transfer During Two-Phase Flow in Porous Media - Theory and Modeling," *Mass Transf. Multiph. Syst. its Appl.*, vol. 1, p. 23, 2011.
- [91] C. Miller, M. Poirier-McNeill, and A. Mayer, "Dissolution of trapped nonaqueous phase liquids: Mass transfer characteristics," *Water Resour. Res.*, vol. 2, pp. 77–120, 1990.
- [92] S. Powers, L. Abriola, and W. Weber, "An experimental investigation of nonaqueous phase liquid dissolution in saturated subsurface systems: steady state mass transfer rates," *Water Resour. Res.*, vol. 28, pp. 2961–2706, 1992.
- [93] P. Imhoff, P. Jaffe, and G. Pinder, "An experimental study of complete dissolution of a nonaqueous phase liquid in saturated porous media," *Water Resour. Res.*, vol. 2, pp. 307–320, 1994.
- [94] H. Zhang and F. Schwartz, "Simulating the in situ oxidative treatment of chlorinated compounds by potassium permanganate," *Water Resour. Res.*, vol. 10, pp. 3031–3042, 2000.
- [95] W. Wu and U. Piomelli, "Reynolds-averaged and wall-modelled large-eddy simulations of impinging jets with embedded azimuthal vortices," *Eur. J. Mech. B/Fluids*, vol. 55, pp. 348–359, 2016.
- [96] J. Jiménez, "Computing high-reynolds number turbulence," *J. Turbul.*, vol. 4, 2011.
- [97] A. H. Persad and C. A. Ward, "Expressions for the Evaporation and Condensation Coefficients in the Hertz-Knudsen Relation," *Chem. Rev.*, vol. 116, no. 14, pp. 7727–7767, 2016.

ANEXOS

Anexo 1: Constantes físicas de materiales. [34]

Tabla A-5

Constantes físicas de materiales

Material	Módulo de elasticidad E		Módulo de rigidez G		Relación de Poisson ν	Peso específico w		
	Mpsi	GPa	Mpsi	GPa		lbf/pulg ³	lbf/ft ³	kN/m ³
Abeto Douglas	1.6	11.0	0.6	4.1	0.33	0.016	28	4.3
Acero al carbono	30.0	207.0	11.5	79.3	0.292	0.282	487	76.5
Acero al níquel	30.0	207.0	11.5	79.3	0.291	0.280	484	76.0
Acero inoxidable (18-8)	27.6	190.0	10.6	73.1	0.305	0.280	484	76.0
Aleaciones de titanio	16.5	114.0	6.2	42.4	0.340	0.160	276	43.4
Aluminio (todas las aleaciones)	10.4	71.7	3.9	26.9	0.333	0.098	169	26.6
Bronce fosforado	16.1	111.0	6.0	41.4	0.349	0.295	510	80.1
Cobre	17.2	119.0	6.49	44.7	0.326	0.322	556	87.3
Cobre al berilio	18.0	124.0	7.0	48.3	0.285	0.297	513	80.6
Hierro fundido (gris)	14.5	100.0	6.0	41.4	0.211	0.260	450	70.6
Inconel	31.0	214.0	11.0	75.8	0.290	0.307	530	83.3
Latón	15.4	106.0	5.82	40.1	0.324	0.309	534	83.8
Magnesio	6.5	44.8	2.4	16.5	0.350	0.065	112	17.6
Molibdeno	48.0	331.0	17.0	117.0	0.307	0.368	636	100.0
Monel metal	26.0	179.0	9.5	65.5	0.320	0.319	551	86.6
Plata niquelada	18.5	127.0	7.0	48.3	0.322	0.316	546	85.8
Plomo	5.3	36.5	1.9	13.1	0.425	0.411	710	111.5
Vidrio	6.7	46.2	2.7	18.6	0.245	0.094	162	25.4

Anexo 2: Ficha técnica inyectoros de vapor. [36]

Descripción

Los inyectoros Spirax Sarco usan vapor para aumentar la temperatura de agua u otros fluidos. Su funcionamiento se basa en el uso del flujo de vapor para succionar el líquido a través de los orificios repartidos radialmente, mezclando ambos y distribuyendo el fluido caliente en el tanque o recipiente. La circulación inducida por el inyector asegura una buena mezcla y evita la estratificación de la temperatura. Se dispone de tres tamaños para cubrir un amplio rango de aplicaciones. El más pequeño, IN15, dispone de una rosca hembra y macho para montaje directo en la pared del tanque, o a la tubería en el interior del tanque.

Los modelos IN25M y IN40M están disponibles en rosca macho o preparado para soldar BW y se instalan sobre la tubería dentro del tanque. Para altos caudales, es posible instalar dos o más inyectoros en paralelo.

Principales características

- Enteramente de acero inoxidable.
- Ideal para el calentamiento y desaireación de tanques de alimentación de caldera
- Para el calentamiento eficiente por vapor de agua y otros líquidos
- Calienta, mezcla y circula - sin partes móviles
- Diseño compacto - reducción de ruido y vibración

Condiciones Límite

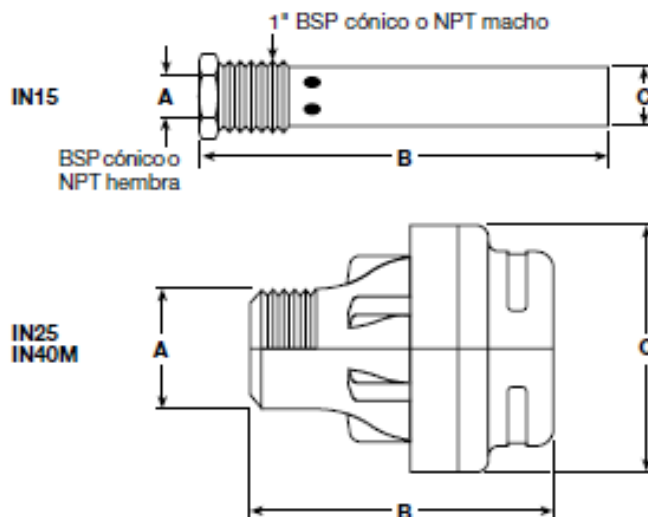
Diseño del cuerpo	PN25
Presión mínima de trabajo	0,5 bar r
Condiciones máximas de vapor saturado	17 bar r a 207°C
Temperatura máxima líquido a calentar (tanque/recipiente venteado a la atmósfera)	90°C

Materiales

Acero inoxidable austenítico ASTM A351 CF3M.

Dimensiones/ peso (aproximados) en mm y kg

Tipo	A	B	C	Peso
IN15	½"	205	28	0,4
IN25M	1"	84	71	0,8
IN40M	1½"	115	88	1,6



Anexo 3: Ficha técnica inyector de vapor. [36]

Ejemplos de Sistemas de Control Autoaccionados

Tipo de Inyector	IN15		IN25M	IN40M		
Número	1	2	1	1	2	3
Tipo válv./Tamaño	BX6 DN15	SB DN15	SB DN20	KB51 DN25	KC51 DN40	KC51 DN50
K _v Válvula	1,65	2,58	3,81	9,8	16,48	34,0
Tipo Controlador	Control autoaccionado capilar 2 m Rango 1. 20°C a 110°C			Control autoaccionado capilar 2 m Rango 2. 40°C a 105°C		
Presión Sistema bar r	Capacidad Vapor Saturado (kg / h)					
2	47	82	110	350	580	1 150
4	78	140	200	550	1 000	1 750
6	109	195	280	750	1 400	2 525
8	142	236	360	1 000	1 750	3 200
10	171	310	450	1 200	2 075	3 800
12	201	365	-	-	2 500	4 500
13	218	393	-	-	2 675	5 000

Ejemplo Sistemas de control Electrico / Neumatico

Tipo Inyector	IN15		IN25M	IN40M		
Número	1	2	1	1	2	3
Tipo/Tamaño Valv.	KE71 / KE73 DN15	KE71 / KE73 DN15	KE71 / KE73 DN15	KE71 / KE73 DN25	KE71 / KE73 DN32	KE71 / KE73 DN50
K _v Válvula	1,6	4	4	10	16	36
Presión Sistema bar r	Capacidad de vapor saturado (kg / h)					
2	47	110	110	350	580	1 150
4	78	200	200	550	1 100	1 750
6	109	280	280	750	1 400	2 525
8	142	360	360	1 000	1 750	*
10	171	450	450	1 200	2 075	*
12	201	650	650	1 650	*	*
13	218	750	750	1 750	*	*

La información mostrada en los ejemplos anteriores es empírica y no debe usarse para aplicaciones críticas. Usar actuadores PN5123 o EL5601, posicionador EP5 (PN), controlador electrónico con salida servomotor o mA, sonda de temperatura y funda, filtro reductor de aire FR.* Consultar con el representante Spirax Sarco para más información.

Anexo 4: Resultado de la corrida de validación de tobera. Elaborado por Alexis Andino y Diego Moreno

Index	X	A/At	M	P/Pc	T/Tc
0	-8,00E+04	4,00E+03	1,48E+02	9,86E+02	9,96E+02
1	-7,70E+04	3,85E+03	1,54E+02	9,85E+02	9,96E+02
2	-7,40E+04	3,71E+03	1,60E+02	9,83E+02	9,96E+02
3	-7,10E+04	3,56E+03	1,66E+02	9,82E+02	9,96E+02
4	-6,80E+04	3,42E+03	1,74E+02	9,80E+02	9,95E+02
5	-6,50E+04	3,29E+03	1,81E+02	9,79E+02	9,95E+02
6	-6,20E+04	3,15E+03	1,89E+02	9,77E+02	9,94E+02
7	-5,90E+04	3,02E+03	1,98E+02	9,75E+02	9,94E+02
8	-5,60E+04	2,89E+03	2,07E+02	9,72E+02	9,93E+02
9	-5,30E+04	2,76E+03	2,17E+02	9,69E+02	9,92E+02
10	-5,00E+04	2,64E+03	2,28E+02	9,66E+02	9,92E+02
11	-4,70E+04	2,52E+03	2,39E+02	9,63E+02	9,91E+02
12	-4,40E+04	2,40E+03	2,52E+02	9,59E+02	9,90E+02
13	-4,10E+04	2,29E+03	2,66E+02	9,55E+02	9,89E+02
14	-3,80E+04	2,18E+03	2,81E+02	9,49E+02	9,87E+02
15	-3,50E+04	2,07E+03	2,97E+02	9,44E+02	9,86E+02
16	-3,20E+04	1,96E+03	3,15E+02	9,37E+02	9,84E+02
17	-2,90E+04	1,86E+03	3,35E+02	9,29E+02	9,82E+02
18	-2,60E+04	1,76E+03	3,58E+02	9,19E+02	9,80E+02
19	-2,30E+04	1,66E+03	3,83E+02	9,08E+02	9,77E+02
20	-2,00E+04	1,56E+03	4,12E+02	8,95E+02	9,73E+02
21	-1,70E+04	1,47E+03	4,44E+02	8,79E+02	9,69E+02
22	-1,40E+04	1,38E+03	4,83E+02	8,59E+02	9,63E+02
23	-1,10E+04	1,29E+03	5,29E+02	8,34E+02	9,56E+02
24	-8,00E+03	1,21E+03	5,85E+02	8,02E+02	9,47E+02
25	-5,00E+03	1,13E+03	6,60E+02	7,56E+02	9,34E+02
26	-2,00E+03	1,05E+03	7,75E+02	6,84E+02	9,11E+02
27	1,00E+03	1,00E+03	1,00E+03	5,41E+02	8,60E+02
28	4,00E+03	1,02E+03	1,14E+03	4,56E+02	8,24E+02
29	7,00E+03	1,03E+03	1,20E+03	4,22E+02	8,08E+02
30	1,00E+04	1,05E+03	1,25E+03	3,96E+02	7,96E+02
31	1,30E+04	1,07E+03	1,29E+03	3,75E+02	7,85E+02
32	1,60E+04	1,08E+03	1,33E+03	3,56E+02	7,76E+02
33	1,90E+04	1,10E+03	1,36E+03	3,40E+02	7,67E+02
34	2,20E+04	1,12E+03	1,40E+03	3,26E+02	7,59E+02
35	2,50E+04	1,14E+03	1,43E+03	3,13E+02	7,51E+02
36	2,80E+04	1,15E+03	1,45E+03	3,00E+02	7,44E+02
37	3,10E+04	1,17E+03	1,48E+03	2,89E+02	7,37E+02
38	3,40E+04	1,19E+03	1,50E+03	2,79E+02	7,30E+02
39	3,70E+04	1,21E+03	1,53E+03	2,69E+02	7,24E+02
40	4,00E+04	1,23E+03	1,55E+03	2,60E+02	7,18E+02
41	4,30E+04	1,24E+03	1,57E+03	2,52E+02	7,12E+02
42	4,60E+04	1,26E+03	1,60E+03	2,44E+02	7,06E+02
43	4,90E+04	1,28E+03	1,62E+03	2,36E+02	7,01E+02
44	5,20E+04	1,30E+03	1,64E+03	2,29E+02	6,95E+02
45	5,50E+04	1,32E+03	1,66E+03	2,22E+02	6,90E+02
46	5,80E+04	1,34E+03	1,68E+03	2,16E+02	6,85E+02
47	6,10E+04	1,36E+03	1,70E+03	2,09E+02	6,80E+02
48	6,40E+04	1,38E+03	1,71E+03	2,04E+02	6,76E+02
49	6,70E+04	1,39E+03	1,73E+03	1,98E+02	6,71E+02
50	7,00E+04	1,41E+03	1,75E+03	1,93E+02	6,66E+02

Index	X	A/At	M	P/Pc	T/Tc
51	7,30E+04	1,43E+03	1,77E+03	1,87E+02	6,62E+02
52	7,60E+04	1,45E+03	1,79E+03	1,82E+02	6,58E+02
53	7,90E+04	1,47E+03	1,80E+03	1,78E+02	6,53E+02
54	8,20E+04	1,49E+03	1,82E+03	1,73E+02	6,49E+02
55	8,50E+04	1,51E+03	1,84E+03	1,69E+02	6,45E+02
56	8,80E+04	1,53E+03	1,85E+03	1,65E+02	6,41E+02
57	9,10E+04	1,55E+03	1,87E+03	1,61E+02	6,37E+02
58	9,40E+04	1,58E+03	1,88E+03	1,57E+02	6,33E+02
59	9,70E+04	1,60E+03	1,90E+03	1,53E+02	6,30E+02
60	1,00E+05	1,62E+03	1,91E+03	1,49E+02	6,26E+02
61	1,03E+05	1,64E+03	1,93E+03	1,46E+02	6,22E+02
62	1,06E+05	1,66E+03	1,94E+03	1,42E+02	6,19E+02
63	1,09E+05	1,68E+03	1,96E+03	1,39E+02	6,15E+02
64	1,12E+05	1,70E+03	1,97E+03	1,36E+02	6,12E+02
65	1,15E+05	1,72E+03	1,99E+03	1,33E+02	6,08E+02
66	1,18E+05	1,75E+03	2,00E+03	1,30E+02	6,05E+02
67	1,21E+05	1,77E+03	2,01E+03	1,27E+02	6,02E+02
68	1,24E+05	1,79E+03	2,03E+03	1,25E+02	5,98E+02
69	1,27E+05	1,81E+03	2,04E+03	1,22E+02	5,95E+02
70	1,30E+05	1,84E+03	2,05E+03	1,19E+02	5,92E+02
71	1,33E+05	1,86E+03	2,07E+03	1,17E+02	5,89E+02
72	1,36E+05	1,88E+03	2,08E+03	1,14E+02	5,86E+02
73	1,39E+05	1,90E+03	2,09E+03	1,12E+02	5,83E+02
74	1,42E+05	1,93E+03	2,11E+03	1,10E+02	5,80E+02
75	1,45E+05	1,95E+03	2,12E+03	1,07E+02	5,77E+02
76	1,48E+05	1,97E+03	2,13E+03	1,05E+02	5,74E+02
77	1,51E+05	2,00E+03	2,14E+03	1,03E+02	5,71E+02
78	1,54E+05	2,02E+03	2,15E+03	1,01E+02	5,69E+02
79	1,57E+05	2,04E+03	2,17E+03	9,92E+01	5,66E+02
80	1,60E+05	2,07E+03	2,18E+03	9,72E+01	5,63E+02
81	1,63E+05	2,09E+03	2,19E+03	9,54E+01	5,60E+02
82	1,66E+05	2,12E+03	2,20E+03	9,35E+01	5,58E+02
83	1,69E+05	2,14E+03	2,21E+03	9,18E+01	5,55E+02
84	1,72E+05	2,16E+03	2,23E+03	9,01E+01	5,53E+02
85	1,75E+05	2,19E+03	2,24E+03	8,84E+01	5,50E+02
86	1,78E+05	2,21E+03	2,25E+03	8,67E+01	5,48E+02
87	1,81E+05	2,24E+03	2,26E+03	8,52E+01	5,45E+02
88	1,84E+05	2,26E+03	2,27E+03	8,36E+01	5,43E+02
89	1,87E+05	2,29E+03	2,28E+03	8,21E+01	5,40E+02
90	1,90E+05	2,31E+03	2,29E+03	8,06E+01	5,38E+02
91	1,93E+05	2,34E+03	2,30E+03	7,92E+01	5,35E+02
92	1,96E+05	2,37E+03	2,32E+03	7,78E+01	5,33E+02
93	1,99E+05	2,39E+03	2,33E+03	7,64E+01	5,31E+02
94	2,02E+05	2,42E+03	2,34E+03	7,51E+01	5,28E+02
95	2,05E+05	2,44E+03	2,35E+03	7,38E+01	5,26E+02
96	2,08E+05	2,47E+03	2,36E+03	7,25E+01	5,24E+02
97	2,11E+05	2,50E+03	2,37E+03	7,13E+01	5,22E+02
98	2,14E+05	2,52E+03	2,38E+03	7,01E+01	5,19E+02
99	2,17E+05	2,55E+03	2,39E+03	6,89E+01	5,17E+02
100	2,20E+05	2,58E+03	2,40E+03	6,78E+01	5,15E+02

Index	X	A/At	M	P/Pc	T/Tc
101	2,23E+05	2,60E+03	2,41E+03	6,66E+01	5,13E+02
102	2,26E+05	2,63E+03	2,42E+03	6,55E+01	5,11E+02
103	2,29E+05	2,66E+03	2,43E+03	6,45E+01	5,09E+02
104	2,32E+05	2,69E+03	2,44E+03	6,34E+01	5,07E+02
105	2,35E+05	2,71E+03	2,45E+03	6,24E+01	5,05E+02
106	2,38E+05	2,74E+03	2,46E+03	6,14E+01	5,03E+02
107	2,41E+05	2,77E+03	2,47E+03	6,04E+01	5,01E+02
108	2,44E+05	2,80E+03	2,48E+03	5,94E+01	4,99E+02
109	2,47E+05	2,83E+03	2,49E+03	5,85E+01	4,97E+02
110	2,50E+05	2,85E+03	2,50E+03	5,76E+01	4,95E+02
111	2,53E+05	2,88E+03	2,51E+03	5,67E+01	4,93E+02
112	2,56E+05	2,91E+03	2,52E+03	5,58E+01	4,91E+02
113	2,59E+05	2,94E+03	2,53E+03	5,49E+01	4,89E+02
114	2,62E+05	2,97E+03	2,54E+03	5,41E+01	4,87E+02
115	2,65E+05	3,00E+03	2,55E+03	5,33E+01	4,86E+02
116	2,68E+05	3,03E+03	2,56E+03	5,25E+01	4,84E+02
117	2,71E+05	3,06E+03	2,56E+03	5,17E+01	4,82E+02
118	2,74E+05	3,09E+03	2,57E+03	5,09E+01	4,80E+02
119	2,77E+05	3,12E+03	2,58E+03	5,02E+01	4,78E+02
120	2,80E+05	3,15E+03	2,59E+03	4,94E+01	4,77E+02
121	2,83E+05	3,18E+03	2,60E+03	4,87E+01	4,75E+02
122	2,86E+05	3,21E+03	2,61E+03	4,80E+01	4,73E+02
123	2,89E+05	3,24E+03	2,62E+03	4,73E+01	4,71E+02
124	2,92E+05	3,27E+03	2,63E+03	4,66E+01	4,70E+02
125	2,95E+05	3,30E+03	2,64E+03	4,59E+01	4,68E+02
126	2,98E+05	3,33E+03	2,65E+03	4,53E+01	4,66E+02
127	3,01E+05	3,36E+03	2,65E+03	4,46E+01	4,65E+02
128	3,04E+05	3,39E+03	2,66E+03	4,40E+01	4,63E+02
129	3,07E+05	3,42E+03	2,67E+03	4,34E+01	4,62E+02
130	3,10E+05	3,45E+03	2,68E+03	4,28E+01	4,60E+02
131	3,13E+05	3,48E+03	2,69E+03	4,22E+01	4,58E+02
132	3,16E+05	3,52E+03	2,70E+03	4,16E+01	4,57E+02
133	3,19E+05	3,55E+03	2,71E+03	4,10E+01	4,55E+02
134	3,22E+05	3,58E+03	2,71E+03	4,04E+01	4,54E+02
135	3,25E+05	3,61E+03	2,72E+03	3,99E+01	4,52E+02
136	3,28E+05	3,65E+03	2,73E+03	3,93E+01	4,51E+02
137	3,31E+05	3,68E+03	2,74E+03	3,88E+01	4,49E+02
138	3,34E+05	3,71E+03	2,75E+03	3,83E+01	4,48E+02
139	3,37E+05	3,74E+03	2,76E+03	3,78E+01	4,46E+02
140	3,40E+05	3,78E+03	2,76E+03	3,73E+01	4,45E+02
141	3,43E+05	3,81E+03	2,77E+03	3,68E+01	4,43E+02
142	3,46E+05	3,84E+03	2,78E+03	3,63E+01	4,42E+02
143	3,49E+05	3,88E+03	2,79E+03	3,58E+01	4,40E+02
144	3,52E+05	3,91E+03	2,80E+03	3,54E+01	4,39E+02
145	3,55E+05	3,94E+03	2,81E+03	3,49E+01	4,37E+02
146	3,58E+05	3,98E+03	2,81E+03	3,44E+01	4,36E+02

Anexo 5: Comportamiento de chorro en la validación de toberas. [41]

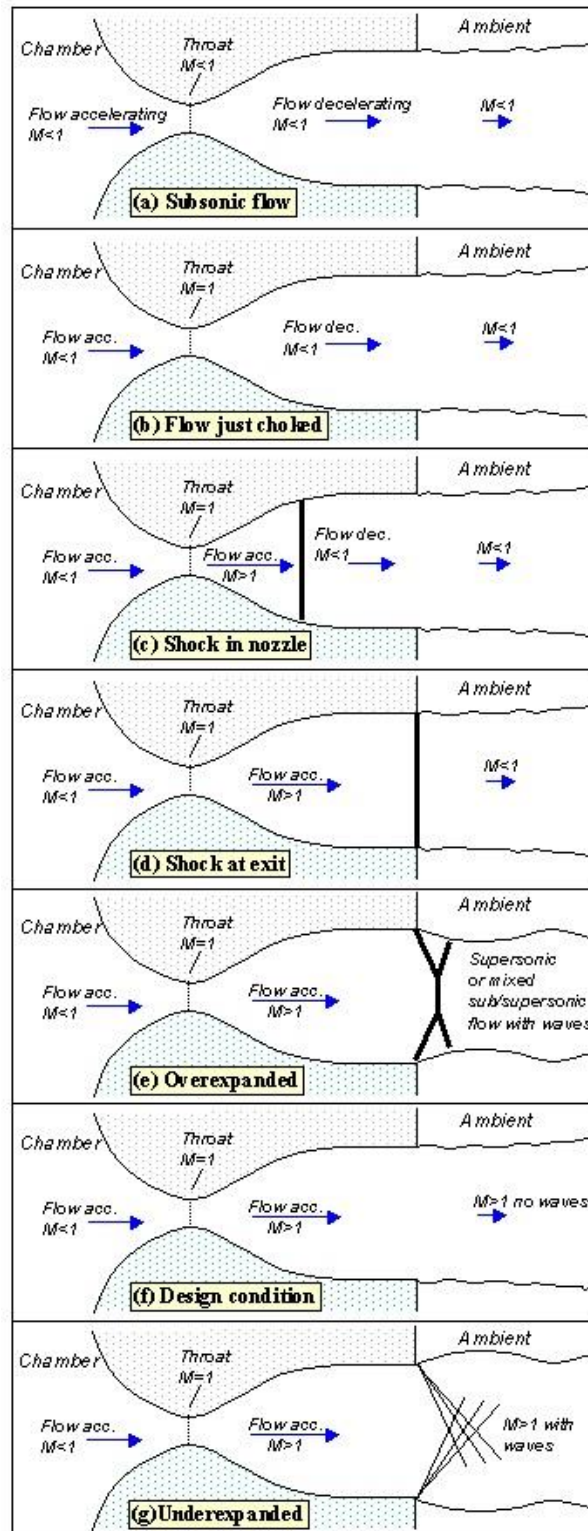


Figure 3. Flow patterns

Anexo 6: Propiedades del vapor de agua sobrecalentado. [22]

TABLA A-6

Vapor de agua sobrecalentado

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
P = 0.01 MPa (45.81°C)*				P = 0.05 MPa (81.32°C)				P = 0.10 MPa (99.61°C)				
Sat. ¹	14.670	2437.2	2583.9	8.1488	3.2403	2483.2	2645.2	7.5931	1.6941	2505.6	2675.0	7.3589
50	14.867	2443.3	2592.0	8.1741								
100	17.196	2515.5	2687.5	8.4489	3.4187	2511.5	2682.4	7.6953	1.6959	2506.2	2675.8	7.3611
150	19.513	2587.9	2783.0	8.6893	3.8897	2585.7	2780.2	7.9413	1.9367	2582.9	2776.6	7.6148
200	21.826	2661.4	2879.6	8.9049	4.3562	2660.0	2877.8	8.1592	2.1724	2658.2	2875.5	7.8356
250	24.136	2736.1	2977.5	9.1015	4.8206	2735.1	2976.2	8.3568	2.4062	2733.9	2974.5	8.0346
300	26.446	2812.3	3076.7	9.2827	5.2841	2811.6	3075.8	8.5387	2.6389	2810.7	3074.5	8.2172
400	31.063	2969.3	3280.0	9.6094	6.2094	2968.9	3279.3	8.8659	3.1027	2968.3	3278.6	8.5452
500	35.680	3132.9	3489.7	9.8998	7.1338	3132.6	3489.3	9.1566	3.5655	3132.2	3488.7	8.8362
600	40.296	3303.3	3706.3	10.1631	8.0577	3303.1	3706.0	9.4201	4.0279	3302.8	3705.6	9.0999
700	44.911	3480.8	3929.9	10.4056	8.9813	3480.6	3929.7	9.6626	4.4900	3480.4	3929.4	9.3424
800	49.527	3665.4	4160.6	10.6312	9.9047	3665.2	4160.4	9.8883	4.9519	3665.0	4160.2	9.5682
900	54.143	3856.9	4398.3	10.8429	10.8280	3856.8	4398.2	10.1000	5.4137	3856.7	4398.0	9.7800
1000	58.758	4055.3	4642.8	11.0429	11.7513	4055.2	4642.7	10.3000	5.8755	4055.0	4642.6	9.9800
1100	63.373	4260.0	4893.8	11.2326	12.6745	4259.9	4893.7	10.4897	6.3372	4259.8	4893.6	10.1698
1200	67.989	4470.9	5150.8	11.4132	13.5977	4470.8	5150.7	10.6704	6.7988	4470.7	5150.6	10.3504
1300	72.604	4687.4	5413.4	11.5857	14.5209	4687.3	5413.3	10.8429	7.2605	4687.2	5413.3	10.5229
P = 0.20 MPa (120.21°C)				P = 0.30 MPa (133.52°C)				P = 0.40 MPa (143.61°C)				
Sat.	0.88578	2529.1	2706.3	7.1270	0.60582	2543.2	2724.9	6.9917	0.46242	2553.1	2738.1	6.8955
150	0.95986	2577.1	2769.1	7.2810	0.63402	2571.0	2761.2	7.0792	0.47088	2564.4	2752.8	6.9306
200	1.08049	2654.6	2870.7	7.5081	0.71643	2651.0	2865.9	7.3132	0.53434	2647.2	2860.9	7.1723
250	1.19890	2731.4	2971.2	7.7100	0.79645	2728.9	2967.9	7.5180	0.59520	2726.4	2964.5	7.3804
300	1.31623	2808.8	3072.1	7.8941	0.87535	2807.0	3069.6	7.7037	0.65489	2805.1	3067.1	7.5677
400	1.54934	2967.2	3277.0	8.2236	1.03155	2966.0	3275.5	8.0347	0.77265	2964.9	3273.9	7.9003
500	1.78142	3131.4	3487.7	8.5153	1.18672	3130.6	3486.6	8.3271	0.88936	3129.8	3485.5	8.1933
600	2.01302	3302.2	3704.8	8.7793	1.34139	3301.6	3704.0	8.5915	1.00558	3301.0	3703.3	8.4580
700	2.24434	3479.9	3928.8	9.0221	1.49580	3479.5	3928.2	8.8345	1.12152	3479.0	3927.6	8.7012
800	2.47550	3664.7	4159.8	9.2479	1.65004	3664.3	4159.3	9.0605	1.23730	3663.9	4158.9	8.9274
900	2.70656	3856.3	4397.7	9.4598	1.80417	3856.0	4397.3	9.2725	1.35298	3855.7	4396.9	9.1394
1000	2.93755	4054.8	4642.3	9.6599	1.95824	4054.5	4642.0	9.4726	1.46859	4054.3	4641.7	9.3396
1100	3.16848	4259.6	4893.3	9.8497	2.11226	4259.4	4893.1	9.6624	1.58414	4259.2	4892.9	9.5295
1200	3.39938	4470.5	5150.4	10.0304	2.26624	4470.3	5150.2	9.8431	1.69966	4470.2	5150.0	9.7102
1300	3.63026	4687.1	5413.1	10.2029	2.42019	4686.9	5413.0	10.0157	1.81516	4686.7	5412.8	9.8828

Anexo 7: Propiedades del agua saturada. [22]

TABLA A-4

Agua saturada. Tabla de temperaturas

Temp., T °C	Volumen específico, m^3/kg			Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$		
	Pres. sat., P_{sat} kPa	Líqu. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Líqu. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Líqu. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Líqu. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
0.01	0.6117	0.001000	206.00	0.000	2374.9	2374.9	0.001	2500.9	2500.9	0.0000	9.1556	9.1556
5	0.8725	0.001000	147.03	21.019	2360.8	2381.8	21.020	2489.1	2510.1	0.0763	8.9487	9.0249
10	1.2281	0.001000	106.32	42.020	2346.6	2388.7	42.022	2477.2	2519.2	0.1511	8.7488	8.8999
15	1.7057	0.001001	77.885	62.980	2332.5	2395.5	62.982	2465.4	2528.3	0.2245	8.5559	8.7803
20	2.3392	0.001002	57.762	83.913	2318.4	2402.3	83.915	2453.5	2537.4	0.2965	8.3696	8.6661
25	3.1698	0.001003	43.340	104.83	2304.3	2409.1	104.83	2441.7	2546.5	0.3672	8.1895	8.5567
30	4.2469	0.001004	32.879	125.73	2290.2	2415.9	125.74	2429.8	2555.6	0.4368	8.0152	8.4520
35	5.6291	0.001006	25.205	146.63	2276.0	2422.7	146.64	2417.9	2564.6	0.5051	7.8466	8.3517
40	7.3851	0.001008	19.515	167.53	2261.9	2429.4	167.53	2406.0	2573.5	0.5724	7.6832	8.2556
45	9.5953	0.001010	15.251	188.43	2247.7	2436.1	188.44	2394.0	2582.4	0.6386	7.5247	8.1633
50	12.352	0.001012	12.026	209.33	2233.4	2442.7	209.34	2382.0	2591.3	0.7038	7.3710	8.0748
55	15.763	0.001015	9.5639	230.24	2219.1	2449.3	230.26	2369.8	2600.1	0.7680	7.2218	7.9898
60	19.947	0.001017	7.6670	251.16	2204.7	2455.9	251.18	2357.7	2608.8	0.8313	7.0769	7.9082
65	25.043	0.001020	6.1935	272.09	2190.3	2462.4	272.12	2345.4	2617.5	0.8937	6.9360	7.8296
70	31.202	0.001023	5.0396	293.04	2175.8	2468.9	293.07	2333.0	2626.1	0.9551	6.7989	7.7540
75	38.597	0.001026	4.1291	313.99	2161.3	2475.3	314.03	2320.6	2634.6	1.0158	6.6655	7.6812
80	47.416	0.001029	3.4053	334.97	2146.6	2481.6	335.02	2308.0	2643.0	1.0756	6.5355	7.6111
85	57.868	0.001032	2.8261	355.96	2131.9	2487.8	356.02	2295.3	2651.4	1.1346	6.4089	7.5435
90	70.183	0.001036	2.3593	376.97	2117.0	2494.0	377.04	2282.5	2659.6	1.1929	6.2853	7.4782
95	84.609	0.001040	1.9808	398.00	2102.0	2500.1	398.09	2269.6	2667.6	1.2504	6.1647	7.4151
100	101.42	0.001043	1.6720	419.06	2087.0	2506.0	419.17	2256.4	2675.6	1.3072	6.0470	7.3542
105	120.90	0.001047	1.4186	440.15	2071.8	2511.9	440.28	2243.1	2683.4	1.3634	5.9319	7.2952
110	143.38	0.001052	1.2094	461.27	2056.4	2517.7	461.42	2229.7	2691.1	1.4188	5.8193	7.2382
115	169.18	0.001056	1.0360	482.42	2040.9	2523.3	482.59	2216.0	2698.6	1.4737	5.7092	7.1829
120	198.67	0.001060	0.89133	503.60	2025.3	2528.9	503.81	2202.1	2706.0	1.5279	5.6013	7.1292
125	232.23	0.001065	0.77012	524.83	2009.5	2534.3	525.07	2188.1	2713.1	1.5816	5.4956	7.0771
130	270.28	0.001070	0.66808	546.10	1993.4	2539.5	546.38	2173.7	2720.1	1.6346	5.3919	7.0265
135	313.22	0.001075	0.58179	567.41	1977.3	2544.7	567.75	2159.1	2726.9	1.6872	5.2901	6.9773
140	361.53	0.001080	0.50850	588.77	1960.9	2549.6	589.16	2144.3	2733.5	1.7392	5.1901	6.9294
145	415.68	0.001085	0.44600	610.19	1944.2	2554.4	610.64	2129.2	2739.8	1.7908	5.0919	6.8827

Anexo 8: Calores específicos de gas ideal de varios gases comunes. [22]

TABLA A-2

Calores específicos de gas ideal de varios gases comunes

a) A 300 K

Gas	Fórmula	Constante de gas, R kJ/kg · K	c_p kJ/kg · K	c_v kJ/kg · K	k
Aire	—	0.2870	1.005	0.718	1.400
Argón	Ar	0.2081	0.5203	0.3122	1.667
Butano	C_4H_{10}	0.1433	1.7164	1.5734	1.091
Dióxido de carbono	CO_2	0.1889	0.846	0.657	1.289
Etano	C_2H_6	0.2765	1.7662	1.4897	1.186
Etileno	C_2H_4	0.2964	1.5482	1.2518	1.237
Helio	He	2.0769	5.1926	3.1156	1.667
Hidrógeno	H_2	4.1240	14.307	10.183	1.405
Metano	CH_4	0.5182	2.2537	1.7354	1.299
Monóxido de carbono	CO	0.2968	1.040	0.744	1.400
Neón	Ne	0.4119	1.0299	0.6179	1.667
Nitrógeno	N_2	0.2968	1.039	0.743	1.400
Octano	C_8H_{18}	0.0729	1.7113	1.6385	1.044
Oxígeno	O_2	0.2598	0.918	0.658	1.395
Propano	C_3H_8	0.1885	1.6794	1.4909	1.126
Vapor	H_2O	0.4615	1.8723	1.4108	1.327

Nota: La unidad kJ/kg · K es equivalente a kJ/kg · °C.

Fuente: Chemical and Process Thermodynamics 3a. ed., por Kyle, B.G., © 2000. Adaptado con permiso de Pearson Education, Inc., Upper Saddle River, Nueva Jersey.

Anexo 9: Valores de C_{sf} para ecuación Rohsenow. [53]

Table 1 Values of C_{sf} for the Rohsenow equation for various liquid surface combinations ($r = 0.33$) (see [6])^a

	Liquid-surface combination	C_{sf}	s
Water	on polished copper	0.0128	1.0
	on lapped copper	0.0147	1.0
	on scored copper	0.0068	1.0
	on ground and polished stainless steel	0.0080	1.0
	on Teflon-pitted stainless steel	0.0058	1.0
	on chemically etched stainless steel	0.0133	1.0
	on mechanically polished stainless steel	0.0132	1.0
	on nickel	0.006	1.0
	on platinum	0.013	1.0
	on brass	0.006	1.0
n-Pentane	on polished copper	0.0154	1.7
	on polished nickel	0.0127	1.7
	on lapped copper	0.0049	1.7
	on emery-rubbed copper	0.0074	1.7
	on chromium	0.015	1.7
Carbon tetrachloride on polished copper		0.0070	1.7
Benzene on chromium		0.101	1.7
Ethyl alcohol on chromium		0.0027	1.7
Isopropyl alcohol on copper		0.0025	1.7
n-Butyl alcohol on copper		0.0030	1.7
35% K_2CO_3 on copper		0.0054	1.7
50% K_2CO_3 on copper		0.0027	1.7